

前 言

本教材是在轻工业部指定天津轻工业学院主持召开的教材编写会议上，由华南工学院、西北轻工业学院、大连轻工业学院和天津轻工业学院代表共同商订的编写大纲联合编写的，并经轻工业部组织的制浆造纸专业教材编审委员会审定出版。

本教材共分上、下两册，上册为第一篇制浆、下册为第二篇造纸。参加第一篇编写和审阅的人员有：第一篇概论、第一章由陈嘉翔编写，戴家璋审阅；第二章由陈中豪编写，王宗和审阅；第三章由解德厚编写，曹光锐审阅；第四章由陈有庆编写，陈嘉翔审阅；第五章由李元禄编写，华宁熙审阅；第六章由屈维均编写，余贻骥审阅；第七章由屈维均编写，曹光锐审阅；第八章由侯世珍、解德厚编写，余贻骥审阅；第九章由叶春生编写，姚泳冠审阅。参加第二篇编写和审阅的人员有：第二篇概论、第二章由钟香驹编写，隆言泉审阅；第一章由苏宗元编写，钟香驹审阅；第三章由卢谦和、隆言泉编写，张志诚审阅；第四章由钟香驹编写，何达湘审阅；第五章由张运展编写，谈致中审阅。全书由隆言泉同志主编。

本教材供制浆造纸工艺专业《制浆造纸工艺学》课程教学之用，也可供有关科研人员、工厂技术人员和高等院校有关专业师生参考。

由于我们的水平有限，书中难免存在缺点和错误，希望读者批评指正。

编者

目 录

绪论	(1)
----	-------

第一篇 制 浆

概论	(3)
一、制浆的概念和基本过程	(3)
二、制浆方法的分类和纸浆品种的名称	(3)
三、制浆方法的发展趋势	(5)
第一章 备料	(6)
第一节 原料的贮存	(6)
一、原料贮存的意义	(6)
二、原料场的要求	(6)
三、原木的贮存	(8)
四、非木材原料的贮存	(12)
五、原料场的机械化	(17)
第二节 木材原料的备料	(22)
一、原木的锯断	(22)
二、原木的去皮	(23)
三、原木的除节和劈木	(27)
四、原木和板皮的削片	(28)
五、木片的筛选与再碎	(36)
第三节 非木材原料的备料	(38)
一、草类原料的备料	(38)
二、蔗渣的备料	(52)
三、旧渔网、旧绳头、破布和棉绒的备料	(55)
第四节 木片与草片的贮存和运输	(57)
一、木片和草片的贮存	(57)
二、木片和草片的输送	(63)
第二章 碱法蒸煮	(65)
第一节 概 述	(65)
一、碱法制浆的分类与发展	(65)
二、碱法纸浆的特性与用途	(66)
三、碱法制浆的生产流程	(67)
第二节 蒸煮理论	(68)
一、碱法蒸煮常用名词术语	(68)
二、蒸煮的化学反应过程	(71)
三、蒸煮的物理机理	(86)

四、蒸煮过程中的参变数	(88)
第三节 蒸煮设备	(99)
一、间歇蒸煮设备	(99)
二、间歇蒸煮其他附属设备	(106)
三、连续蒸煮及其设备	(110)
第四节 蒸煮技术	(124)
一、蒸煮操作的一般过程及影响操作的因素	(124)
二、碱法化学浆蒸煮的实例	(126)
三、蒸煮热量平衡计算举例(蒸煮耗汽量的计量)	(132)
第五节 改进碱法蒸煮效果的技术措施和发展趋势	(134)
一、碱液预浸渍	(134)
二、预水解硫酸盐法蒸煮	(136)
三、氧碱法制浆	(139)
四、借稳定作用防止剥皮反应以提高纸浆得率的改良硫酸盐法蒸煮	(141)
五、氨法制浆	(143)
六、添加助剂蒸煮	(144)
第三章 亚硫酸盐法蒸煮	(147)
第一节 概 述	(147)
第二节 原酸制造	(149)
一、酸液组成和表示方法	(149)
二、原酸制造流程	(150)
三、 SO_2 气体的制备	(151)
四、炉气的净化、冷却和输送	(156)
五、 SO_2 气体的吸收	(159)
六、原酸澄清、过滤与贮存	(169)
七、蒸煮液的配制	(169)
八、制酸废物的利用	(169)
第三节 蒸煮理论	(170)
一、蒸煮反应的一般进程	(170)
二、影响蒸煮药液浸透的因素	(172)
三、蒸煮的化学反应过程	(176)
四、蒸煮过程中的主要参变数	(194)
第四节 蒸煮技术	(202)
一、蒸煮操作顺序	(202)
二、蒸煮工艺技术条件的制定	(204)
三、蒸煮车间主要设备及耐腐蚀材料	(208)
四、 SO_2 与热回收及副产品收集	(212)
第五节 亚硫酸盐蒸煮的进展	(214)
一、可溶性盐基的扩大使用	(214)
二、亚硫酸盐法的多级蒸煮	(219)
三、高得率蒸煮	(222)

四、连续蒸煮	(223)
第六节 碱法浆和亚硫酸盐浆的比较	(224)
第四章 机械法制浆	(229)
第一节 概 述	(229)
一、磨木浆的发展和现状	(229)
二、磨木浆的优、缺点和用途	(230)
三、磨木浆的生产流程	(232)
第二节 普通磨木浆	(232)
一、概述	(232)
二、磨木机	(233)
三、磨石	(239)
四、磨浆过程理论	(247)
五、影响磨浆的因素	(253)
第三节 木片磨木浆	(261)
一、木片磨木浆的生产系统	(262)
二、盘磨机	(265)
三、磨浆过程及其影响因素	(270)
第四节 磨木浆的质量及检查	(278)
一、磨木浆的质量要求	(278)
二、磨木浆的纤维组成	(279)
三、磨木浆的性质	(280)
四、磨木浆的质量检查	(285)
第五节 褐色磨木浆和机械草浆	(286)
一、褐色磨木浆	(286)
二、机械草浆	(287)
第五章 半化学浆和化学机械浆	(288)
第一节 概 述	(288)
第二节 中性亚硫酸盐法半化学浆	(289)
一、原料的选择和使用	(290)
二、蒸煮药液的制备	(290)
三、半化学浆的蒸煮	(292)
四、半化学浆的机械处理	(299)
五、中性亚硫酸盐半化学浆的性质和应用	(302)
第三节 生产半化学浆的其他方法	(304)
一、亚铵法半化学浆	(304)
二、酸性亚硫酸盐和亚硫酸氢盐半化学浆	(305)
三、碱法半化学浆	(306)
四、绿液法半化学浆	(308)
五、无硫半化学法制浆	(309)
第四节 化学机械浆	(309)

一、原木制化学机械浆	(311)
二、木片制化学机械浆	(311)
第六章 废液提取和纸浆的洗涤、筛选	(319)
第一节 概 述	(319)
一、废液提取和纸浆洗涤、筛选的作用	(319)
二、废液提取和纸浆洗涤、筛选的工艺流程	(319)
三、常用术语	(320)
第二节 废液的提取与纸浆洗涤	(322)
一、纸浆洗涤的原理	(322)
二、纸浆洗涤的方法及设备	(327)
三、洗涤工艺流程讨论	(340)
四、黑液的消泡	(341)
五、黑液的过滤	(342)
第三节 纸浆的筛选和净化	(342)
一、筛选净化原理	(342)
二、筛选设备和影响因素	(344)
三、净化设备和影响净化的因素	(350)
四、筛选净化流程的组合型式	(354)
五、几种纸浆筛选流程	(357)
六、浆渣的处理	(358)
第四节 纸浆的浓缩与贮存	(360)
一、纸浆的浓缩	(360)
二、纸浆的贮存	(363)
第七章 纸浆的漂白	(366)
第一节 概 述	(366)
一、纸浆的颜色、白度及提高白度的途径	(366)
二、漂白常用术语	(369)
第二节 化学浆的次氯酸盐漂白	(369)
一、次氯酸盐漂液的组成与性质	(369)
二、次氯酸盐漂液的制备	(369)
三、次氯酸盐漂白的作用原理和影响因素	(371)
四、漂白设备	(376)
五、漂白浆的返黄与预防措施	(377)
第三节 化学浆的多段漂白	(380)
一、综合多段漂工艺流程	(380)
二、纸浆的氯化	(381)
三、碱处理与碱精制	(384)
四、补充漂白	(385)
五、酸处理	(394)
六、连续式漂白设备	(395)
第四节 机械浆的漂白	(399)

一、过氧化物漂白	(399)
二、还原剂漂白	(402)
第五节 漂白技术	(404)
一、多段漂白的组合及各段之间纸浆的洗涤	(404)
二、“三合一”漂白	(405)
三、不同纸浆漂白的实例	(407)
第六节 新的漂白方法	(411)
一、氧气漂白 (亦称氧碱漂白)	(412)
二、臭氧漂白	(414)
三、气相漂白	(416)
四、置换漂白	(419)
第八章 废液的回收和综合利用	(421)
第一节 黑液回收	(421)
一、黑液的蒸发	(423)
二、黑液的燃烧	(437)
三、绿液的苛化	(457)
四、石灰的回收	(467)
五、其他碱回收方法	(472)
六、技术经济指标	(474)
七、从蒸煮到苛化碱、硫平衡算示例	(474)
第二节 黑液的综合利用	(476)
一、硫酸盐皂的提取和塔罗油的回收	(476)
二、硫酸盐松节油的回收	(476)
三、胡敏酸铵的制取	(477)
四、二甲亚砷的制取	(477)
第三节 红液回收	(478)
一、镁盐红液的燃烧法回收	(479)
二、钠盐红液的燃烧法回收	(486)
第四节 红液的综合利用	(490)
一、制取酒精	(491)
二、制造饲料酵母	(492)
三、制造香兰素	(493)
四、制造粘合剂	(495)
五、制造木素磺酸钠	(496)
六、制造铁铬木素磺酸盐	(496)
第九章 废纸的回收利用	(500)
第一节 废纸的收集与分类	(500)
第二节 废纸加工的方法	(501)
一、废纸的碎解	(502)
二、净化与筛选	(508)

三、浆料的脱水浓缩	(509)
四、浆料的沥青分散处理	(509)
第三节 废纸脱墨的方法与流程	(511)
一、废纸脱墨的原理	(511)
二、脱墨剂的作用和脱墨药品配方	(511)
三、脱墨的工艺条件	(513)
四、排除油墨粒子的方法	(513)

绪 论

纸在人类文化发展的进程中具有极为重大的意义。人类多少年来阶级斗争和生产斗争的知识,无比丰富的文化名著,悠久长远的历史遗产,都因为纸的发明和应用,得到很好的记载,交流和保存。此外,纸的作用,还促进了科学技术的发展。

在今天,纸是人民文化生活和日常生活不可缺少的用品。随着现代科学技术的不断发展,纸的用途又已经远远地超过了文化生活的范围,和工、农业生产以及国民经济中各个部门都有密切的联系。例如,机械工业中用的钢纸、衬垫纸、冷冻机纸、三清滤纸、纸辊纸、抛光轮纸、防锈纸、精密仪器包装纸和防水、防潮纸板等;电机、电力和电讯工业方面用的粉云母纸、青壳纸、氧化纸、玻璃纤维纸、电缆纸、电话线纸、云母带纸、电容器纸、电气绝缘纸板和器盒纸板等;在化学工业方面用的有纸袋纸、电解石棉纸、感光纸、感光器材包装纸、耐酸碱过滤纸、橡胶纸、轮胎包装纸等;在建筑工业方面用的有墙壁纸、油毡纸、隔音纸板、塑料贴面用纸和防火纸板等;纺织工业中用的纱锭纸、加热垫纸、棉条筒钢板纸、光压纸板等;食品工业中用的肉类、奶油、糖果包装纸、卷烟纸和过滤烟嘴纸等。此外,还有邮电事业用的传真纸、打孔电报纸;医药卫生方面用的脑电波纸、心电图纸、药棉纸、水溶性药纸、测血色素专用蛋白纸、人造肠衣纸和血浆包装纸等。在支援农业方面有大田育秧纸、温床育苗纸、稻谷种包装纸、农用机械用的空气过滤纸、滤油纸和滤芯纸板;林、牧、副、渔业用的果袋纸、杀虫纸、青贮纸、蚕种纸、鱼群探测纸、鱼涎纸等。同时,纸和纸板在科学实验和国防军工方面也有它极其广泛的用途,所以造纸工业在国民经济中占有一定的重要地位。

史前时期,我国古代人民在没有文字之前,是用结绳纪事或堆石、植树以助记忆,到了原始公社末期,才逐渐出现文字。到了三千年前的商朝,初期刻字在骨、石、木、竹,继而用漆在竹、木简上书写。春秋末年,书写材料更有缣帛出现。

国外古埃及人用尼罗河畔的纸草,印度人用树叶,巴比伦人用泥砖,希腊人用陶器等书写材料。

造纸术的发明是我国古代劳动人民智慧的结晶,是对全世界人类最伟大的贡献之一。

早在公元前一、二世纪,我国西汉时期就已经有纸了。

到了东汉和帝时期,宦官蔡伦任“尚方令”(皇室手工业作坊负责人),他吸取了前人和皇室作坊中能工巧匠的生产经验,总结提出用树皮、麻头、破布和鱼网作为原料造纸,对我国造纸技术作出了巨大贡献。东汉末年汉献帝刘协建安时期(公元196~220年),有一个名叫左伯的人所造的纸,已经达到了“研妙辉光”的水平。

从西汉到魏晋南北朝,我国造纸术有了很大的发展,在原料方面,造纸工人就地取材,不仅利用了北方的楮皮,南方还使用了藤皮造纸;在纸的品种方面,更出现晋武帝司马炎时的侧理纸,齐高帝肖道成时的凝光纸,以及红笺、四色笺和桃花笺等新品种;

在纸的加工方面，为了保护名贵书画，还发明了“入潢术”，纸经黄蘗子水浸渍，除主要是防止虫蠹外，并把纸染成了黄色，成为全世界最早的颜色纸。

唐朝是我国封建社会历史上造纸业发展的极盛时期，主要表现在以下几个方面：

(1) 当时造纸业已遍及全国各地。唐朝主要的产纸地区，有越(浙江)、蜀(四川)、韶(广东)、蒲(山西)以及江苏扬州和江西临川等地。

(2) 由于产纸地区遍及全国，使用的造纸原料也多种多样，纸因原料而命名的有麻纸、藤纸、竹纸、苔纸、香树皮纸等。

(3) 纸以产地而得名的有：剡纸(浙江嵊县)、宣纸(安徽泾县唐时属宣州)、蜀纸(四川)、六合纸(江苏扬州)、广都纸(四川双流)等。

(4) 随用途而得名的有：笺纸、窗纸、印纸、法纸、火纸和软纸等。

(5) 纸因人而得名的有：薛涛笺(深红色)、谢公十色笺(深红、粉红、杏红、明黄、深青、浅青、深绿、浅绿、铜绿、浅云等十色)。

(6) 在加工纸方面，更有背绫金花纸、金花五色绫纸、金花罗纸、鱼子纸、流沙纸、斑石纹纸、鱼笺松花笺、桃花笺等。

到了宋朝，竹子更是普遍使用的造纸原料，此外还用桑皮、稻麦草造纸。宋朝出现纸的新品种，有六合慢麻纸、川麻纸和茶衫子纸。北宋初期在益州(四川)地区发行的“交子”(纸币)是全世界最早的钞票纸。加工纸更有椒纸、澄心堂纸和金粟笺纸。

元明以后，纸的应用虽日益广泛，但在造纸技术上并无重大改进，基本是沿用唐、宋旧法生产。在这里值得特别提出的是明朝宋应星撰写的《天工开物》一书，将造纸列为“杀青第十三”一章，内容以竹纸为主，从砍伐到成纸言之颇详，并有插图说明，实为难得的技术历史著述。

自从1840年鸦片战争以后，旧中国沦为半殖民地半封建社会，由于帝国主义的侵略和清朝政治上腐败经济上落后，使我国的造纸工业陷入困境。清朝末叶，海禁大开，洋纸乘虚涌入。国民党反动统治时期，更使我国造纸工业处于一蹶不振的悲惨境地。

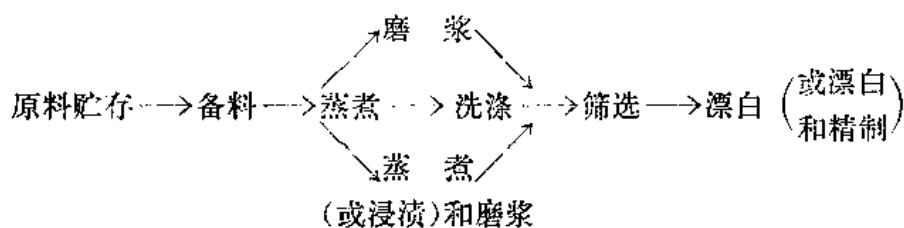
一唱雄鸡天下白，一九四九年中华人民共和国成立以后，我国造纸工业在党和毛主席的领导下，才获得了新生，纸和纸板的产量逐年稳步上升，从一九四九年到一九七七年增长达三十四倍左右。但我国造纸工业的底子差，近十年来又受到林彪、“四人帮”的严重破坏，和世界上造纸工业发达的国家相比，在产量、质量、花色品种等方面都有很大的差距。因此，我们必须加快步伐，克服生产中的薄弱环节，为使造纸工业生产满足国民经济发展的需要，满足人民文化、生活的需要而努力。

第一篇 制 浆

概 论

一、制浆的概念和基本过程

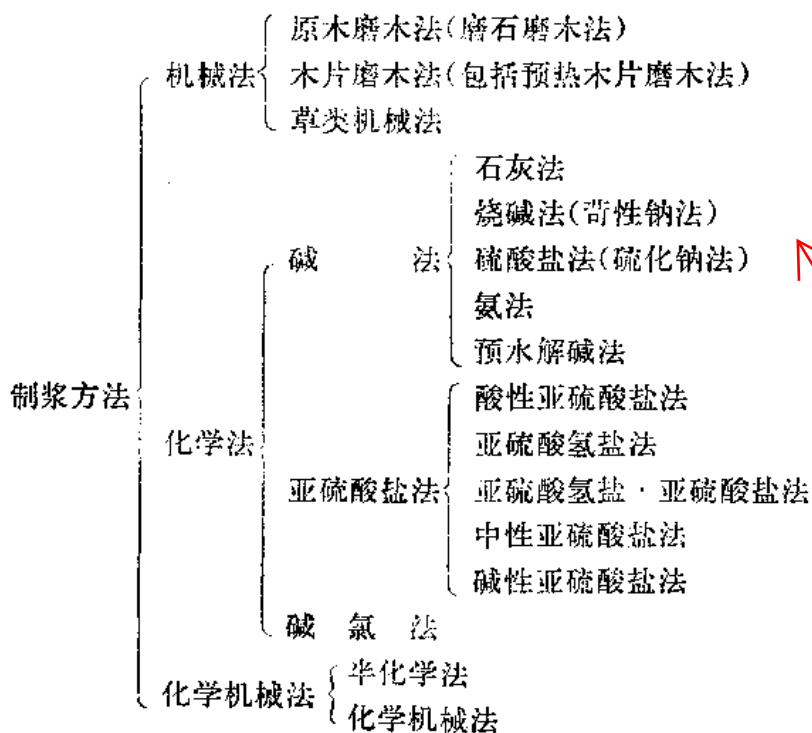
制浆是指利用化学的方法或机械的方法或两者结合的方法使植物纤维原料离解变成本色纸浆或漂白纸浆的生产过程。它包括了下列基本过程：



除了上述基本过程外，还包括一些辅助过程，如：蒸煮液的制备，漂液的制备，蒸煮废气和废液中化学药品与热能的回收利用以及废液的综合利用等。此外，还包括有中段废水(主要指浓缩机废水和漂后洗涤废水)的处理和废纸的回收利用等。这些，将在以后各章节中给以介绍。

二、制浆方法的分类和纸浆品种的名称

根据磨浆和蒸煮方法的不同，制浆方法有不同的名称，所生产的纸浆品种也有相应的不同名称。兹将制浆方法的分类介绍如下：



应用各种机械法生产的纸浆统称机械浆。根据原料的种类和状态的不同又可细分为各种机械浆，例如：马尾松磨木浆、杨木木片磨木浆、蔗渣机械浆等。

采用各种化学法可以生产各种化学浆。例如，硫酸盐法马尾松木浆（或马尾松硫酸盐木浆）、苛性钠法蔗渣浆、亚硫酸镁法苇浆等。

化学-机械法即是用较轻程度的化学处理再加以机械磨浆的方法。它可以生产各种半化学浆和化学机械浆，例如：中性亚硫酸盐芦苇半化学浆、烧碱法蔗渣化学机械浆等。

各种制浆方法的生产范围大致如下：

石灰法主要用来蒸煮稻草生产半化学浆制造黄板纸，也可用来蒸煮破布生产破布浆配抄打字纸或其他高级纸张。

烧碱法和硫酸盐法可以用于各种纤维原料的蒸煮以生产化学浆、半化学浆和化学机械浆。生产半化学浆和化学机械浆时需要在蒸煮（或浸渍）后，用机械的方法（一般用盘磨机）将原料分离成纸浆。

氨法蒸煮目前仅用于草浆生产，而且目前只生产半化学浆，用来制造本色包装纸和低级纸张。

预水解碱法蒸煮主要用于木材和草类原料，生产人纤浆粕和其他可溶性浆粕以及高级纸张用纸浆。

酸性亚硫酸盐法主要用于化学木浆的生产。

亚硫酸氢盐法和亚硫酸氢盐·亚硫酸盐法可用于木材也可用于芦苇、蔗渣、芒秆等草类原料蒸煮化学浆、半化学浆和化学机械浆。

中性亚硫酸盐法主要用于木材或芦苇等原料蒸煮半化学浆和化学机械浆。

碱性亚硫酸盐法可用于木材或草类原料蒸煮化学浆、半化学浆和化学机械浆。

碱氨法目前只用于草类原料生产化学浆，而且已趋于淘汰。

原本磨木法是日前磨木浆生产的主要方法。

木片磨木法，特别是预热木片磨木法，是目前发展很快、大有前途的磨木浆生产方法。

草类机械法目前还处于试验阶段，对充分利用草类资源、减少制浆污染有重要的意义。

上述所谓化学浆、半化学浆、化学机械浆和磨木浆的区别，除了制浆方法不同以外，目前主要从制浆得率来分。实际上，纸浆的性质有很大的不同。以木材为原料的化学浆、半化学浆、化学机械浆和磨木浆的得率范围如下：

纸 浆 种 类	纸 浆 得 率 (%)
化学浆	40~50
高得率化学浆	50~65
半化学浆	65~83
化学机械浆	85~93
预热木片磨木浆和化学处理预热木片磨木浆	90~94
磨石磨木浆和木片磨木浆	94~98

以草类为原料的化学浆、半化学浆、化学机械浆和草类机械浆的得率范围尚没有明确的规定。一般说来，都要比相应的木浆为低。这是因为草类原料中水抽出物和 1% NaOH 抽出物较高之故。

不同原料，用相同的制浆方法制出来的纸浆可以按原料来区别纸浆的名称。如：硫酸盐蔗渣浆、硫酸盐木浆、硫酸盐竹浆等。

原料相同，制浆方法不同，则可按制浆方法来区别纸浆的名称。如：硫酸盐苇浆、亚硫酸盐苇浆等。

根据纸张品种的要求，有些纸浆不需要进行漂白，不需漂白的纸浆叫本色浆。如生产水泥袋纸、电缆纸、电容器纸等都是用本色硫酸盐木浆。有些纸张则需半漂浆或全漂浆来生产。如生产凸版纸、有光纸可用半漂浆，而生产高级文化用纸如胶版纸、打字纸则需要用全漂浆。

三、制浆方法的发展趋势

国外化学木浆的生产仍以硫酸盐法为主，这是因为：

(1) 原料的适应性强。不管是针叶木还是阔叶木都可以使用，而且纸浆强度大，适合于高速纸机抄纸的需要。

(2) 由于多段漂白技术的发展，使难漂的硫酸盐针叶木浆能漂至白度 90 度以上，这就大大扩大了纸浆的使用范围。

(3) 由于碱回收技术的完善，大大降低了生产成本，同时使黑液的污染大为减轻。

我国建国以来新建的大型木浆厂都是采用硫酸盐法。后来兴建的大型苇浆厂也都使用硫酸盐法。不过，在苇浆生产方面，实践证明，由于硫酸盐苇浆存在的缺点较多，如抄成的纸张不透明度差，发脆，蒸煮得率也低。为此，新近筹建的大型苇浆厂有采用亚硫酸镁法的趋势。采用亚硫酸镁法除了能或多或少地克服上述缺点外，还由于镁盐蒸煮废液回收方法的成功，生产成本和废液污染问题可以基本解决。国外亚硫酸盐法的发展不多，原来用酸性亚硫酸钙盐蒸煮的工厂，纷纷改为镁盐基或钠盐基亚硫酸盐法蒸煮，目的是使不能进行废液回收的工厂改为可以进行废液回收的工厂。这样，既降低了成本，又减轻了污染。

国外木片磨木浆特别是预热木片磨木浆的生产有了大幅度的增长，而且纸浆质量较好，在抄造新闻纸时可以减少化学木浆的配比，甚至可以不配化学浆抄造新闻纸。我国某厂已经开始生产预热木片磨木浆，为发展我国新闻纸的生产开辟了新的途径。此外，国外正在研究压力磨木浆，企图与预热木片磨木浆相竞争，其特点是动力消耗较预热木片磨木浆低很多，而浆的质量与预热木片磨木浆相同甚至更高。这个趋势值得注意。

第一章 备 料

备料是指贮存的原料经过一定要求的处理以满足蒸煮或磨浆需要的过程。原料的种类不同,备料的过程也有所不同。例如,稻草的备料需切断和除尘除谷,蔗渣只需除髓,而木材的备料则较复杂。

备料的基本过程大致可归纳为下列几步:

原料的贮存→原料的处理→处理后原料的贮存备用

由于原料的处理随原料种类不同而不同,因此将按不同原料分别予以介绍。

第一节 原料的贮存

一、原料贮存的意义

生产正常的制浆造纸厂,都贮存有相当数量的纤维原料,其原因如下:

(1) 维持正常的连续的生产需要贮备一定数量的原料。例如,一个日产 10 吨一般文化用纸的纸厂,每个月就需要稻草 750~900 吨。由于稻草的采购季节性很强,例如我国南方每年只有 10 月至来年 3 月是收购期,有大量稻草进场。4 月至 9 月的用量必须在收购期贮备起来。麦草的收购期在我国南方更短,只有在夏季 6~7 月麦收后农闲的一段短时间内收购。因此,草类原料必须有 6~9 个月以上的贮存量。蔗渣则受甘蔗榨季(我国为每年 11 月至来年 4 月)的影响,也需 6~9 个月的贮备量。以木材为原料的纸厂,虽然原木可以计划调拨,但运输周转需留有一定的余地,故木材原料也需有一定的贮存量。

(2) 为了改进原料质量,必须将原料贮存一个时期。例如,草类原料堆存 4~6 个月,由于草类原料中的果胶、淀粉、蛋白质和脂肪等的自然发酵,蒸煮时碱液的渗透和脱木素较新草容易,故碱耗降低。又如蔗渣初榨出时含水分 50% 左右,含糖分 3% 左右,贮存 3 个月,由于自然发酵,水分可降到 25% 以下,糖分可降到 0.05% 左右。木材经贮存后可大大降低有害树脂含量。这些都说明了原料贮存一段时间能改进原料本身的质量,亦将对纸浆的生产带来有利的条件。

二、原料场的要求

根据上述原料贮存期的需要,造纸厂原料贮存场(简称原料场)的占地面积往往等于或大于生产区的占地面积。一般小厂,原料场就设在厂内,叫做厂内原料场。而规模较大的中型厂,如场地面积受限制时,原料场除部分设在厂内外,也可分散在原料产地收购点附近,这叫做厂外原料场。为了搞好原料场的工作,原料场必须符合下列要求:

(一) 要有防火安全措施

植物纤维原料,特别是草类纤维原料很易着火。着火的原因有:

(1) 原料含水分较高,堆存时发酵强烈,温度很快升高,假如通风不良,就很易引

起自燃。这种情况曾在不少稻草贮存场发生过。为了避免这种自燃现象的发生，必须注意堆垛草类原料的水分。如水分太高，就必须在预留场地上翻晒后再堆垛。如堆垛后发现温度过高，则必须拆垛以避免自燃。

(2) 雨季雷击也能引起着火。因此，原料场必须有避雷设施。

为了一旦起火后能迅速灭火，原料场还必须有消防设施。

更重要的是为了防火安全和满足生产需要，厂内原料场最好设置在生产区的下风向或与生产区并行而靠近备料工段。而且，原料场与生产区之间必须有防火隔离地带（简称防火带）。防火带的宽度视原料种类和贮存量、主导风向和风速而定。国内大型草类原料场与生产区的防火带宽度为 100~200 米，小型厂防火带宽度为 50 米。如以原木为原料，则原木垛边缘距生产区建筑物的防火带宽度可采用 25 米。

为了防火安全，厂内草类原料场与住宅区的防火带宽度应在 200 米以上。如因场地限制，至少也不应小于 100 米。原木贮存场与住宅区的防火带宽度最小不小于 50 米。

厂外原料场与居民区的防火带宽度应和厂内原料场与住宅区的防火带宽度相同。

(二) 要求运输方便

生产一吨纸，进出原料场的原料各有 2~3 吨（草类原料）或 5~7 米³（木材）。因此，原料场的运输量是相当大的，大约为全厂总运输量的 50% 以上。进场原料与出场原料的运输必须畅通、方便，不宜交叉，运输工具必须注意现代化。

(三) 要求排水畅通

为了避免原料受潮霉烂和原料场积水影响垛基稳固性，原料场必须在下雨后排水畅通。要做到排水畅通，必须注意垛基的建造。垛基建造时须注意下列几点：

1. 垛基高度

垛基一般要求高于周围地面 300~500 毫米。以免雨季积水浸泡原料垛，影响垛基稳固性，且防止垛底受潮使原料发霉变质。

2. 垛基结构

垛基面层应有 0.3~0.5% 的坡度以利排水。同时，垛基边与周围地面应有 1:1.5 的坡度，以保证排水畅通。

常用垛基结构及适用条件见图 1-1-1，供参考。

(四) 要求通风良好

通风条件好是原料保管好的重要因素之一。通风条件好有两个意思：一是堆垛时垛内要留有通风道，垛间要留有一定的间距，便于通风。另外垛的方向必须与主导风向相配合。一般希望主导风向与垛的长度方向成 45° 角，便于照顾各垛的通风条件。若主导风向与垛的长度方向垂直，则不但会造成前排垛挡风的不利条件，还可能有使垛檐口被掀开的危险。如图 1-1-2 所示。

(五) 要求照明条件良好

原料场的工作，大、中型厂通常是两班生产或三班生产，小厂多为一班（白班）生产。原料场夜间工作和保卫工作都需要有良好的照明。原料场内部不宜架设照明线路，因容易引起火灾，故最好采用照明灯塔，埋设电缆。如一定要采用移动线路或架空明线时，则应注意安全保护措施。

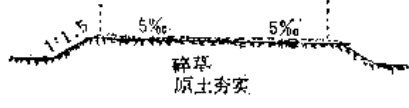
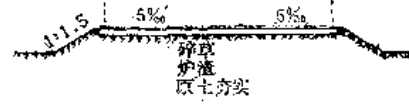
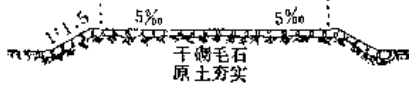
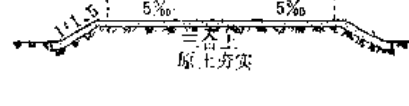
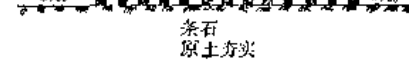

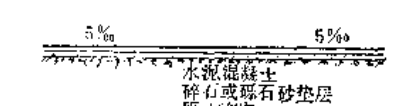
序号	垛基类别	构造做法	适合堆存的原料
1	土垛基		草类原料
2	炉渣垛基		草类原料
3	毛石垛基		破布麻类及草类等
4	三合土垛基		甘蔗渣
5	条石垛基		毛竹、加工竹或原木
6	楠木垛基		原木
7	混凝土垛基		甘蔗渣或其它松散性原料

图 1-1-1 常用垛基结构及适用条件

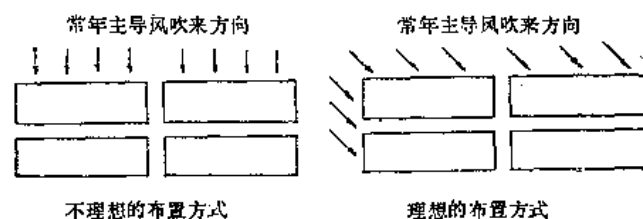


图 1-1-2 常年主导风向与垛方向的配合

三、原木的贮存

原木的贮存，现时有两种方式：即水上贮存方式和地上贮存方式。我国南方一些木

浆厂采用了水上贮存的方式，而北方各木浆厂大都采用地上贮存的方式。现分述于下：

(一) 原木的水上贮存

原木水上贮存，一般均利用湖泊或河湾作水上贮木场，也可利用天然谷地修筑堤坝形成人工湖作为水上贮木场。在通航的河流上，不易设大面积的水上贮木场，则应考虑部分水上贮存和部分地上贮存。

原木进行水上贮存，可以省去繁重的搬运操作，提高劳动生产率，同时有均匀水分、防止木材变质腐烂的作用。特别是对我国南方用马尾松生产磨木浆和硫酸盐化学浆有良好的效果。但也存在有原木树脂分难以降低和原木沉底、污泥较多的缺点。

原木水上贮存所需面积（以每米³实积原木所需面积计），视堆放方法不同而不同：

散 放	8~10 米 ² /米 ³ 实积
单层木排	7~9 米 ² /米 ³ 实积
双层木排	4~5 米 ² /米 ³ 实积
多层木排	1.6~3 米 ² /米 ³ 实积
(倾斜角不小于 20°)	
扎 捆	1.5~1.6 米 ² /米 ³ 实积

图 1-1-3 为我国南方某厂水上贮木场情况。

(二) 原木的地上贮存

原木进行地上贮存，能达到降低原木水分和有害树脂的作用，这对生产亚硫酸盐化学木浆有一定的必要性。但在我国南方使用马尾松的情况下，由于夏季天气渐湿，地上贮存的马尾松往往容易腐烂或者产生严重的蓝变现象。

原木地上贮存，一般要建立贮木场。贮木场的大小要根据原木来厂运输条件 and 生产要求而定，一般总要有三个月左右的贮木量。

原木在贮木场贮存，一般均需堆垛。由于造纸用木材规格较多，如：长原木、短原木、枯朽木、枝桠材、梢头木和板皮等，均需分别堆存。现将堆垛方法、堆垛规格和堆垛间距分别介绍于下：

1. 堆垛方法

目前，我国原木的堆垛方法，采用散堆的不多。现介绍常用的两种堆垛方法。

(1) 层叠法：图 1-1-4 (1) 表示层叠式堆垛法，适合于长原木的堆垛，原木系纵横交错上堆成垛。这种垛的通风情况良好，因为不管从那个方向来的风均能使原木易于干燥。但这种堆垛方法的堆积密度系数（又称实积系数，指单位堆积体积中原木的实积数的比率，以小数或百分数表示）小，仅 0.46~0.52。原木的直径愈小，堆积密度系数也愈小。原木的长度增加，堆积密度系数也变小。由此可见，这种堆垛方法需要较大的贮木场面积。

(2) 平列法：图 1-1-4 (2) 表示平列式堆垛法，适合于长原木或短原木的堆垛，原木系顺堆成垛。这种垛的通风情况不如层叠法良好，但堆垛的堆积密度系数较大，达 0.6~0.7。为了使垛的两端稳固，可以在垛的两端采取层叠法堆垛，中间则用平列法堆垛。这种堆垛方法用得比较普遍。

2. 堆垛规格与堆垛间距

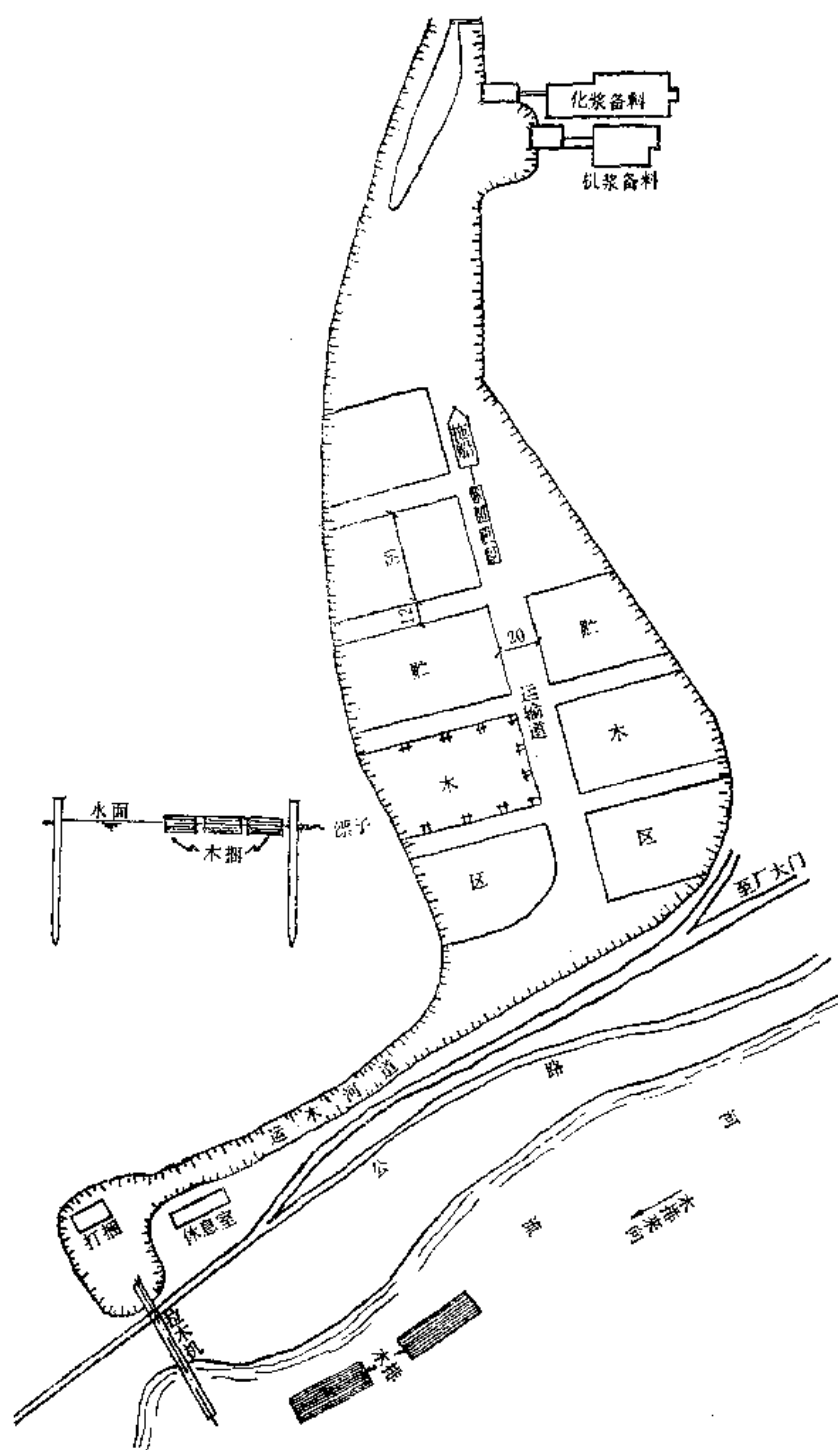


图 1-1-3 水上贮木场

(1) 长原木的堆垛规格与堆垛间距：长原木堆垛规格主要决定于贮木场起重运输机械化程度，以及原木场的地形和可供利用的面积。

木垛长度一般不应超过 300 米，如为人工堆垛时，则木垛长度不超过 100 米。

木垛宽度决定于原木长度和运搬机械的工作跨度，但木垛的原木端部间距不得小于 1 米。图 1-1-5 为长原木垛宽度与原木端部的间距示意图。

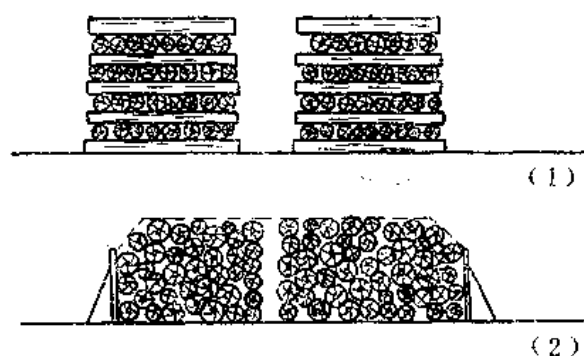


图 1-1-4 原木的堆垛方式

木垛高度，使用机械堆垛时，一般垛高 8 米；使用人工堆垛时，一般垛高 4 米。

长原木垛一般不分垛组（所谓垛组，即若干木垛以一定的间距形成一组。若干垛组又以一定的间距形成一区，叫做垛区），但原木场面积较大时应分为几个垛区。例如，3~4 公顷时可分为两个垛区，垛区中间留有 25 米宽的防火地带。图 1-1-6 为长原木垛区防火带位置示意图。

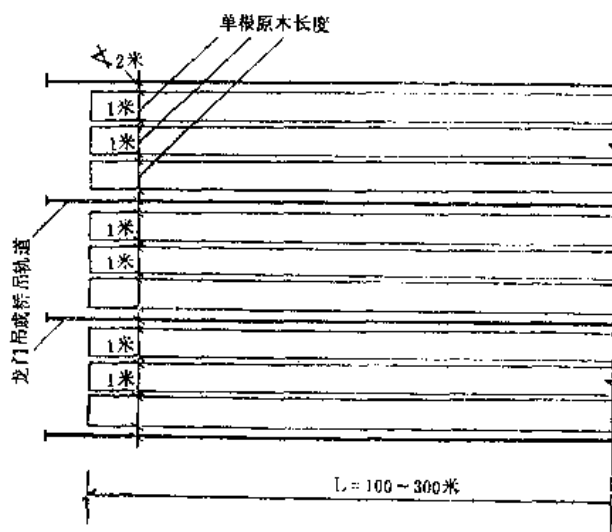


图 1-1-5 长原木垛宽度与原木端部的间距示意图

(2) 短原木和枝桠材（长度在 3 米以下）的堆垛规格和堆垛间距：短原木垛通常以垛组、垛区进行平面布置。每一木垛之长度一般不大于 30 米，宽度即短原木之长度（3 米以下），高度不应大于 4 米（人工堆垛时，一米多长的原木垛堆不应

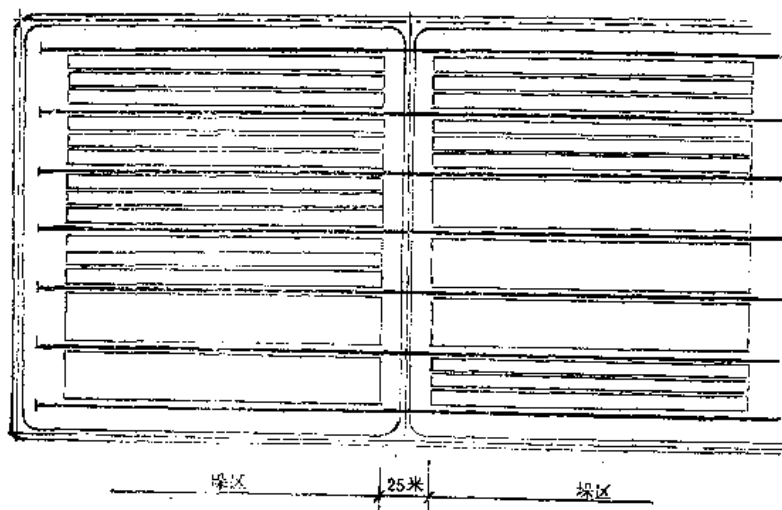


图 1-1-6 长原木垛区防火带位置示意图

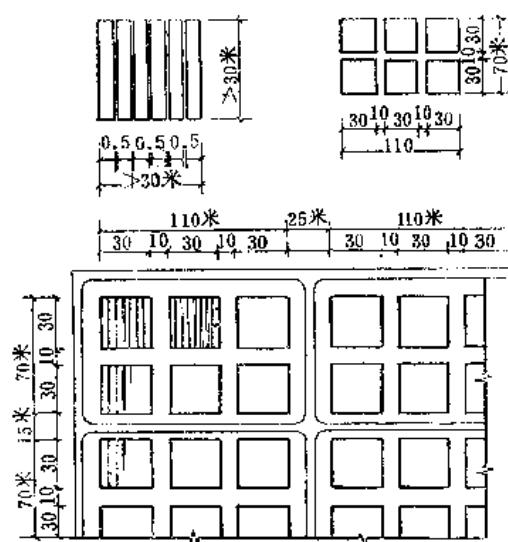


图 1-1-7 短原木垛组、垛区平面布置示意图

超过 2 米高)。垛组内，垛与垛之间的距离应不小于 0.5 米。几个短原木垛形成一个垛组，垛组长与宽一般均不大于 30 米。垛组与垛组之间的距离不小于 10 米(作为防火间距)。6~10 个垛组形成一个垛区，垛区与垛区之间的距离，纵向不小于 15 米，横向不小于 25 米。图 1-1-7 为短原木垛组、垛区平面布置示意图。

(3) 板皮的堆垛规格：板皮堆垛一般有两种方法：一种是散垛，即卸车后自然堆放成垛；另一种是层堆成垛，垛长一般为 20~30 米，垛宽 6~8 米，人工堆垛高 4~5 米。为了防止雨季淋湿，垛顶可采取斜坡封顶，使雨水顺利流向垛的四周。

此外，为了方便运输，有些板皮已扎成大捆运到厂内贮木场，这种成捆板皮则可顺堆成垛，拆垛时也可成捆拆下送到运输带旁边，解捆后扒至运输带上，送板皮削片机使用。

四、非木材原料的贮存

非木材原料的种类很多。造纸常用的非木材原料有：稻麦草、高粱秆、芦苇、芒秆、蔗渣、竹子以及破布等。

造纸用竹，一般有两种：一种是原竹（指去掉枝叶但未经锯断的竹子），如毛竹、白夹竹和小杂竹等。另一种是脱青竹片。脱青竹片是在产地将杂竹（白夹竹、慈竹等）锯成一定长度并劈开放入池中，上压石块浸泡 40~50 天，使竹发酵并溶出淀粉，洗后晒干即成。

除长原竹以外，上述非木材原料一般均需打捆或打包进行贮存。除破布通常在室内贮存外，其他原料一般均在室外贮存。现将上述原料打捆或打包情况和堆垛贮存情况介绍于下：

(一) 打捆或打包情况

草类原料，一般都用打捆机打成捆才进厂贮存。蔗渣除散堆贮存者外，一般用打包机打成包再贮存。脱青竹片则扎成捆贮存。

上述主要原料打捆或打包的常见规格如表 1-1-1。

(二) 堆垛贮存情况

上述打成捆或打成包的原料，通常要堆成垛进行贮存。

1. 堆垛形式与规格

稻麦草捆和芦苇捆（包括高粱秆捆、芒秆捆和脱青竹片捆等），一般堆成尖顶式垛贮存。其堆垛形式与规格见图 1-1-8 和图 1-1-9。

脱青竹片可在仓库内贮存，堆上 6~7 米高，也可在原料场堆垛贮存。竹垛与苇垛的

表 1-1-1

原 料 种 类	打捆或打包规格 (毫米)	每捆或每包重量 (公斤)	打捆或打包方式	备 注
稻 麦 草	1000 × 600 × 400	35~40	机械打包	水分 15%左右
稻 麦 草	1000 × 350 × 350	25	机械打包	水分 15%左右
芦 苇	φ 400 × 2500~2600	35~40	机械打包	水分 20%左右
脱 青 竹 片	φ 300 × 1400	25~30	人工捆扎	水分 12~15%
蔗 渣	330 × 330 × 750	25~30	机械打包	水分 50%左右
蔗 渣	500 × 500 × 1000	80	机械打包	水分 50%左右

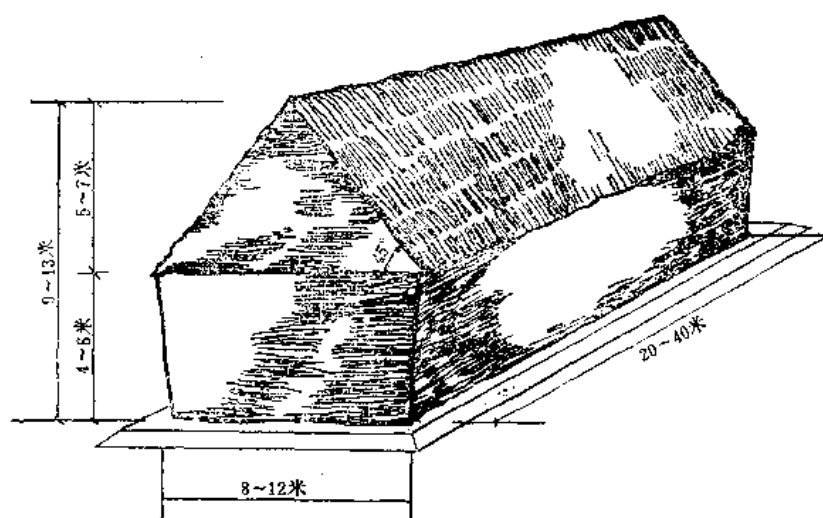


图 1-1-8 稻麦草堆垛规格示意图

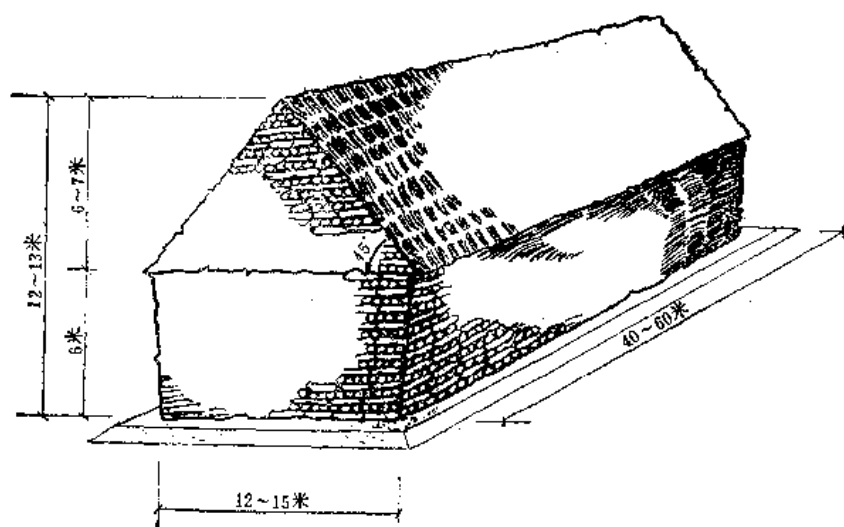


图 1-1-9 苇垛规格示意图

形式和规格差不多，例如某厂竹垛的规格为：垛长 50 米，垛宽 15 米，垛高 5.5 米，尖顶高 8 米。

原竹一般在原料场贮存。小杂竹可采用与脱青竹片相似的堆垛方法。毛竹和白夹竹，因竹子较长，一般有两种堆垛方法：一种是竖放立堆，即沿垛纵向设有原木或毛竹制的坚实格架，将毛竹竖立堆放于格架两侧，倾斜度约 $10^{\circ}\sim 15^{\circ}$ ，每垛长 60 米，宽 20 米，虚积比重约 $0.2\sim 0.3$ 吨/米³。另一种为卧放横堆，即在垛基两端分别树立木桩或竹桩，然后在其间卧放原竹。垛长一般可达 100~150 米，垛宽按原竹长度，一般为 8~12 米，堆积高度可根据堆垛机械的能力来决定。在采用人工堆垛时也可堆到 6 米高。

蔗渣包则堆成金字塔式垛贮存，其堆垛形式与规格见图 1-1-10。

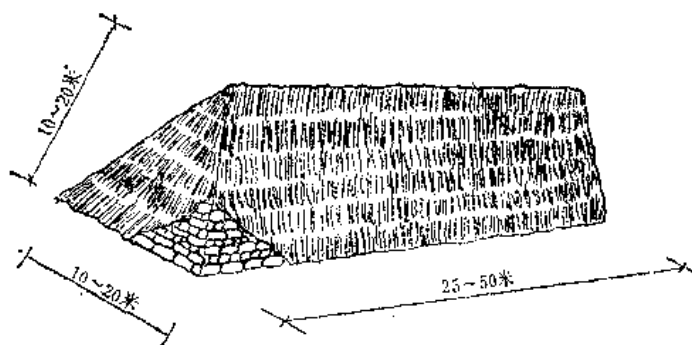


图 1-1-10 蔗渣垛规格示意图

近年来，国外一些蔗渣浆厂正在推广散堆贮存的方法。该法在散堆蔗渣上喷淋黑液，使蔗渣堆表面形成一层紧密的覆盖层，用这种方法贮存的蔗渣，五个月内不会变质。在南美，也有只喷淋清水进行湿法贮存以防止蔗渣发霉变质的方法，效果良好。此外，也有在蔗渣中加入一种“生物液体”（如乳酸菌液）进行湿法散堆贮存的，据说可以防止蔗渣发酵时所引起的纤维素降解。

2. 堆垛时应注意的事项

(1) 必须注意堆垛原料的水分含量和充分注意通风问题。

稻草的水分含量以不超过 15% 为宜，湿草不宜上垛，最好尽先用于生产，或是晒干后再行堆垛。蔗渣含水分往往在 50% 左右，因此必须充分注意通风问题。稻草水分超过规定时也必须充分注意通风问题。

蔗渣包在堆置时，每包蔗渣之间应保留 5~8 厘米的间隔以利通风。在向上一层层叠堆时，往往先纵向堆三层（或两层），再横向堆一层，也可以一层纵向、一层横向往上堆。在横向堆置时，每五包（或四包）留一个通风道，通风道宽 25 厘米。

稻草堆垛时，在草垛中部应顺风向留通风道，以利水分逸出和散热。

(2) 必须注意堆置平整，逐步收缩成尖顶。

稻草、芦苇等草类原料捆堆置时必须注意平整，以达到各部松紧一致，避免发生倾斜、凹陷和压垮。

蔗渣包叠堆时可三层同时叠起以减少踩踏。同时，必须从四边叠起，每层每边向内收缩 25 厘米，逐渐收缩成尖顶。

(3) 盖垛严密，防止雨水漏入。

上述草垛均需用草或蕉叶盖垛，以防雨水漏入，影响贮存质量。

3. 堆垛间距和贮料场的布置情况

草类原料，垛与垛之间要求有一定的距离，叫做堆垛间距。其目的是：保证防火的要求，满足运输和堆垛机械工作条件的要求以及通风的要求。

防火要求堆垛间距愈大愈安全，但从用地面积、运输线路和运搬条件来看，堆垛间距要求不要过大。因此，必须综合考虑，合理安排堆垛间距。根据国内一些厂的经验，草类原料堆垛最好采用垛组的布置方式。这样，堆垛间距可以合理缩小。所谓垛组的布置方式，即每2~4个原料垛形成一组，组内各垛之间的间距可以小些，垛组与垛组之间的间距可以大些。这样，对防火安全、用地面积、运输、搬运等方面都有了适当的照顾。图 1-1-11 为稻麦草原料贮存场布置示意图。

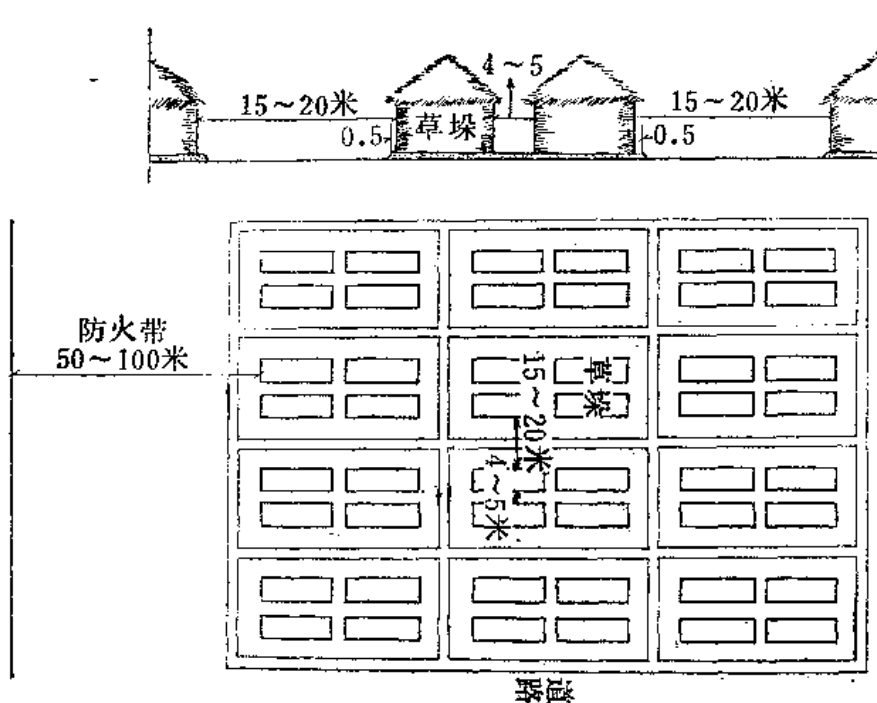


图 1-1-11 稻麦草原料贮存场布置示意图

图 1-1-11 中所示垛与垛间的距离和垛组与垛组间之距离为每垛稻麦草贮存量 300 吨左右时的情况。若草垛较大，每垛贮草 500~600 吨时，为了在一旦失火时使损失最小，垛与垛间的距离可采取 10~15 米，垛组与垛组间的距离可采取 30~40 米。若草垛较小，则垛间距离和垛组间距离视具体情况可适当缩小。

由于芦苇收割后运到原料场时水分已大大降低，堆垛后自燃现象较少，比稻草易于保管，因此，每垛贮存量可达 500~850 吨，约为稻麦草垛贮存量的两倍，故其堆垛间距应考虑较稻麦草堆垛间距为大。图 1-1-12 为贮苇场布置示意图。

由于蔗渣含水分较大，又含有一定的糖分，堆垛几天后就会发酵产生大量热量，必须及时使之发散，否则也易引起自燃。

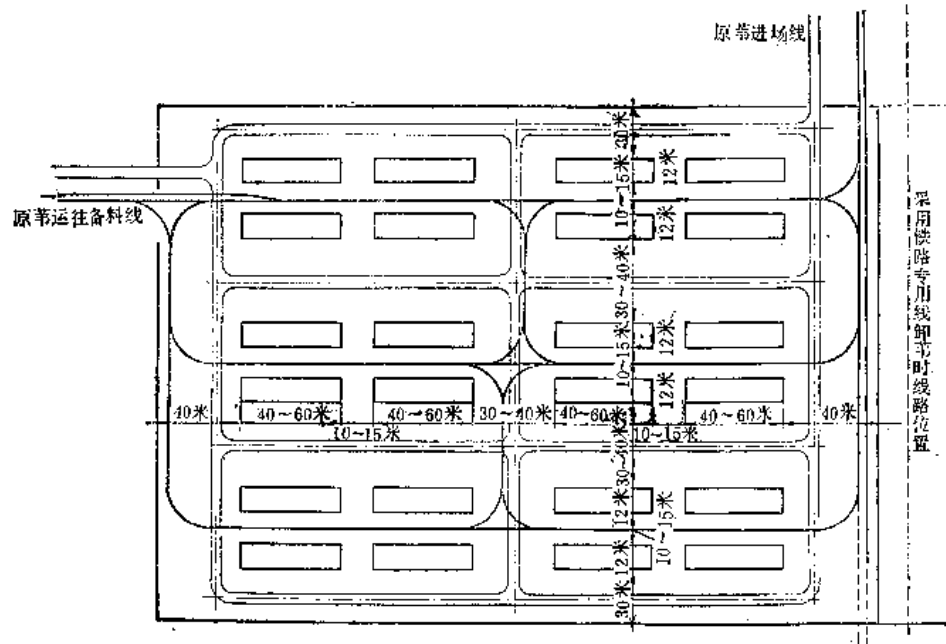


图 1-1-12 贮毒场布置示意图

蔗渣堆垛间距必须保证通风良好。此外,还要考虑运输机械和堆、拆垛机械的需要。为了节省用地面积,蔗渣垛最好也采取垛组的布置方式。在采用胶带运输机堆垛、拆垛和窄轨车辆运输方式时,每个垛组中垛与垛的间距不应小于1米(垛组中垛数可10个左右),垛组与垛组的间距不应小于15米。图1-1-13为堆存31,500吨蔗渣(含水分50%)贮存场平面布置示意图。

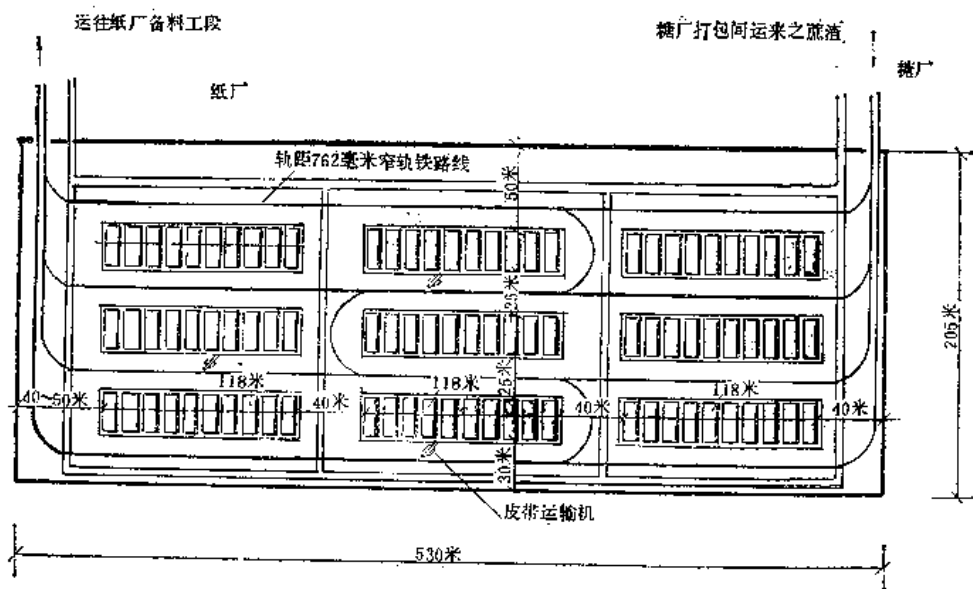


图 1-1-13 蔗渣贮存场平面布置示意图

竹垛的间距，一般可采用 15~20 米。当采用桥式吊车或龙门吊车堆垛、拆垛时，间距应不小于 2 米。大的原料场应分为两个大垛区，增加防火间距，垛区间防火间距应

大于 50 米。图 1-1-14 为竹子原料采用 18 米跨距龙门吊车堆垛、拆垛和无轨运输的原料场布置示意图。

五、原料场的机械化

(一) 原木和原竹的机械堆垛和拆垛

大型贮木场和贮竹场，一般都采用机械堆垛和拆垛的方法。所用机械设备均为一般的起重机械，如各种龙门起重机(龙门吊车)和桥式起重机(桥式吊车)。缆索起重机和架杆起重机虽仍有使用，但已属淘汰设备。以下将着重介绍龙门起重机和桥式起重机的使用情况。

图 1-1-15 为龙门起重机的一种。起重机有向前后伸出的两个悬臂和沿悬臂移动的吊车，木垛(或竹垛，一般为平行法堆垛)在起重机的两个脚架之间，起重机可沿木垛中线的在木垛两边的铁轨上移动。这种起重机的起重量为 10 吨，门架跨距 11 米，提升高度 15 米，移动速

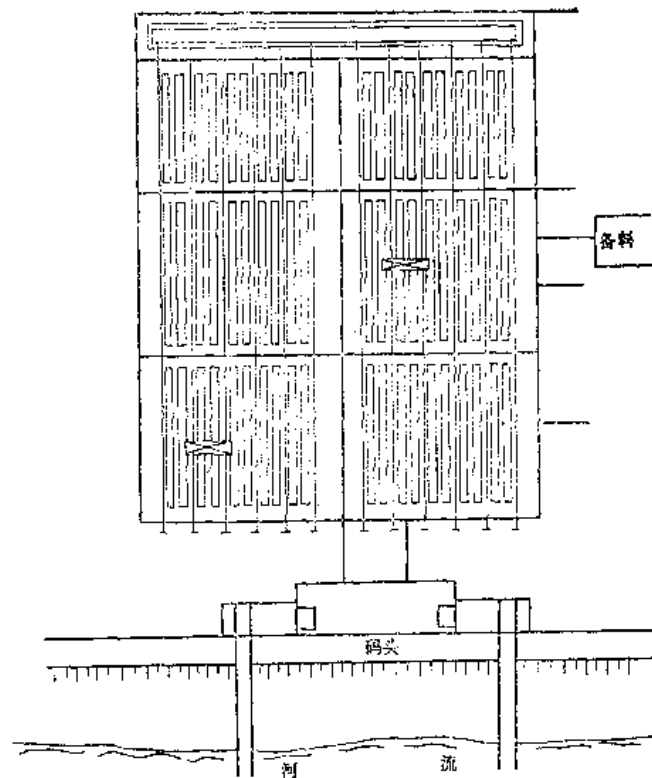


图 1-1-14 竹子原料场布置示意图

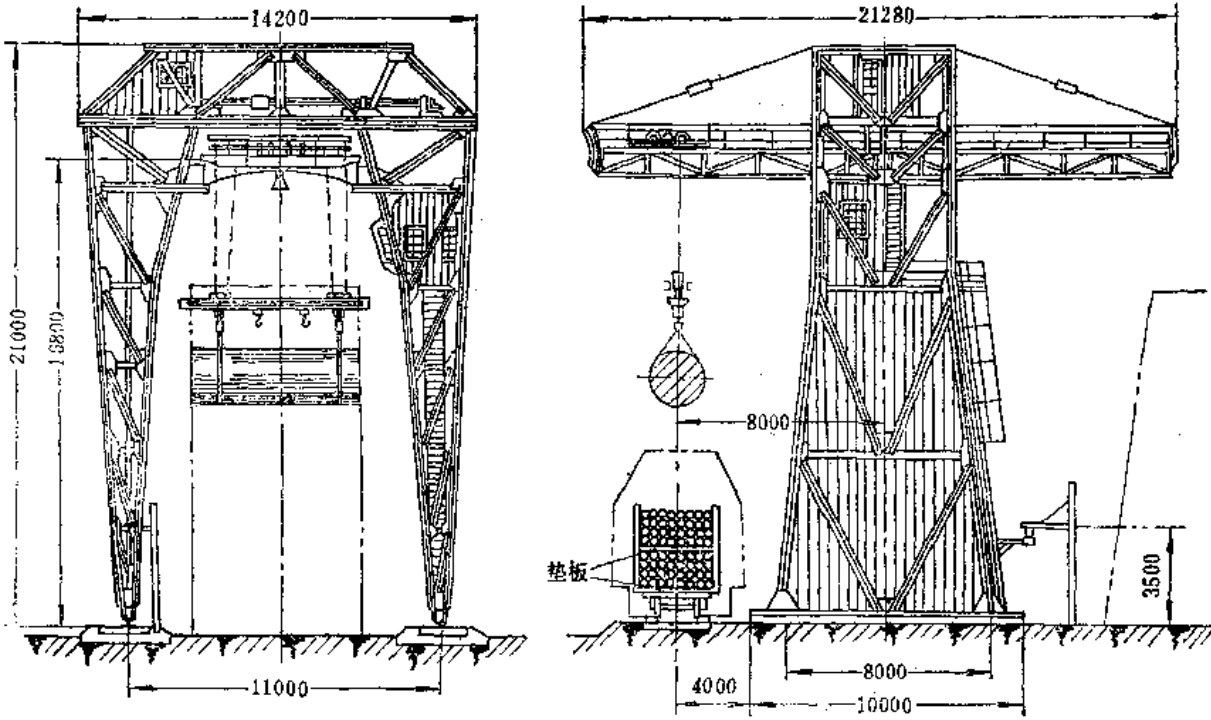


图 1-1-15 龙门起重机

度 120 米/分, 提外速度 14.5 米/分, 吊车运行速度 23.5 米/分。因此, 它的堆垛宽度可达 6 米(即原木长度可达 6 米), 堆垛高度可达 12 米(一般堆至 8 米高), 垛长一般在 200 米左右, 每小时的生产能力达 120 实积米³左右。当一个木垛的堆垛工作完成后, 即可通过调轨台车转到另一对铁轨上去, 进行另一木垛的堆垛工作。拆垛时也是同样情况。除了上述跨距为 11 米的龙门吊车以外, 通常还有跨距为 18 米、32 米、39 米等跨距的龙门起重机(有的龙门起重机具有向两侧或一侧伸出的悬臂)。在使用大跨距龙门起重机时, 木垛方向可以转过 90°角。图 1-1-16 为采用小跨距(18 米)龙门起重机的贮木场布置实例。图 1-1-17 为采用大跨距(32 米)龙门起重机的贮木场布置实例。

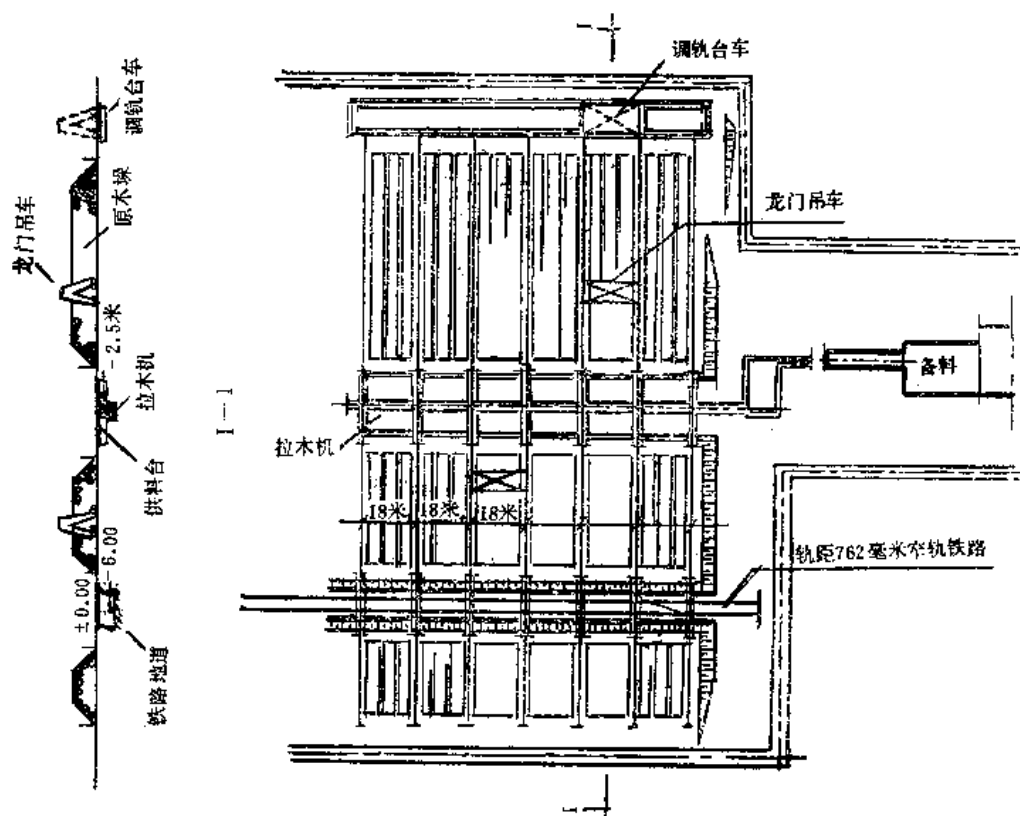


图 1-1-16 采用小跨距龙门起重机的贮木场布置实例

桥式起重机由钢筋混凝土支柱、天轨、桥架及吊车等几部分组成。吊运原木时, 原木可上下、左右、前后三个方向同时运动。生产能力大, 使用方便, 操作安全, 但设备投资较大, 吊运原木只能在桥架跨距范围内沿天轨运动, 所以有局限性。图 1-1-18 为桥式起重机略图。

我国某厂贮木场在每条长约 400 米的天轨上, 用两台桥式起重机吊运原木, 每台起重能力 20 吨, 卷扬高度 12 米, 生产能力达每小时 100~120 米³(实积)。图 1-1-19 为采用桥式起重机的贮木场布置实例。

(二) 草类原料的机械堆垛和拆垛

现时采用机械堆垛和拆垛的草类原料贮存场为数不多, 只有少数厂采用了可移式倾斜胶带输送机进行堆、拆垛, 可以减轻劳动强度。上海和安徽某些纸厂自制了塔式稻草堆垛机, 主要技术特征为:

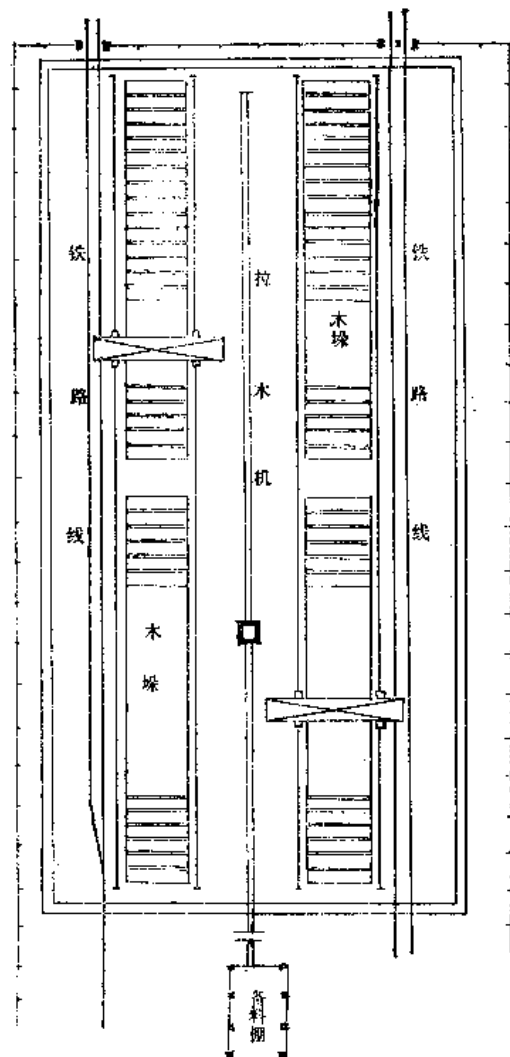


图 1-1-17 采用大跨距龙门起重机的贮木场布置实例

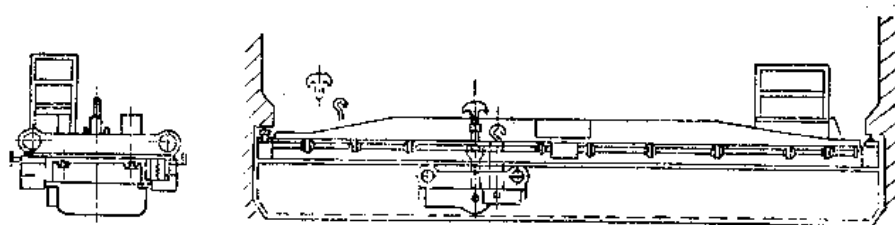


图 1-1-18 桥式起重机略图

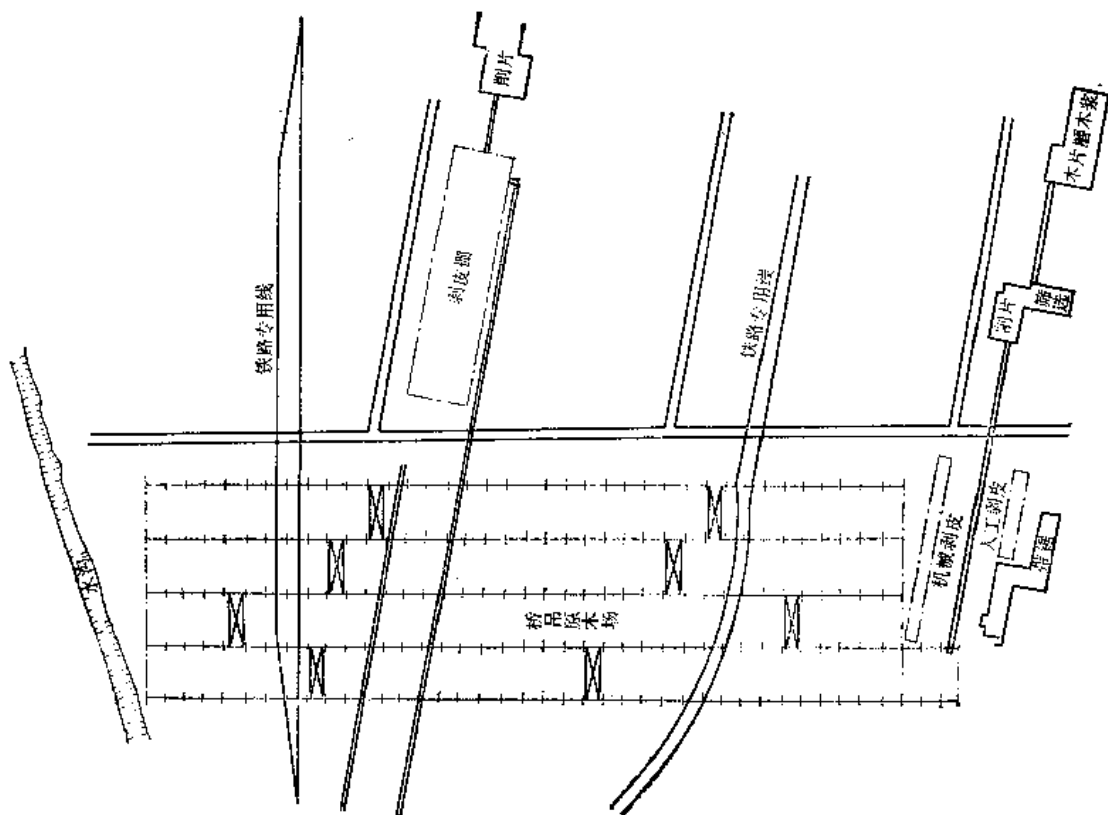


图 1-1-19 采用桥式起重机的贮木场布置实例

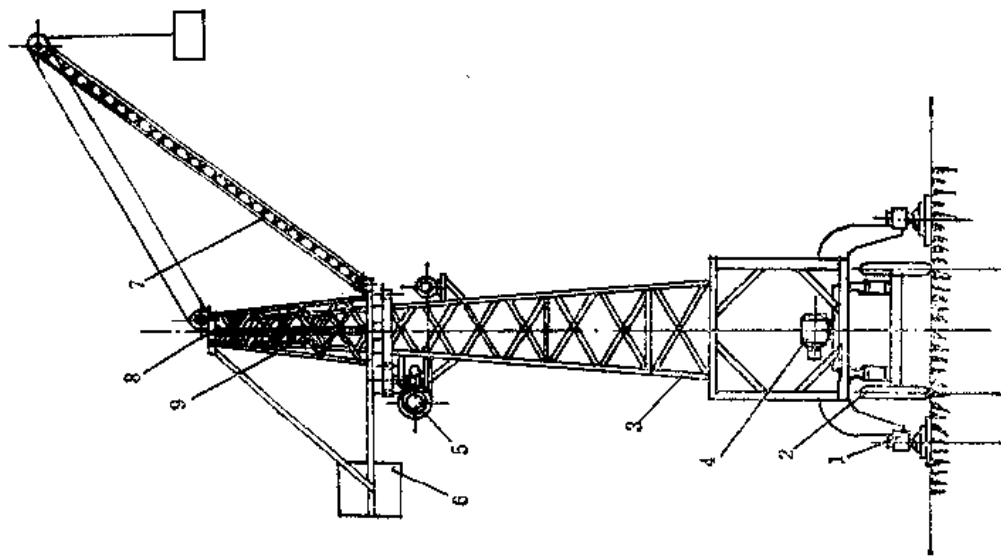


图 1-1-20 塔式稻草堆垛机
1—撑脚螺栓 2—车钩 3—机架 4—卷扬机 5—旋转机构 6—平衡铁箱 7—长臂 8—旋塔端支承 9—外塔套

外形尺寸	3×3×18 米	工作高度	14 米
额定起重重量	300 公斤	生产能力	6000 公斤/时
旋转半径	6.5 米	外降速度	0.5 米/秒
旋转速度	1 转/分	需要动力	2.8 kW电机两台

塔式稻草堆垛机的构造如图 1-1-20 所示。

使用塔式稻草堆垛机后,可大大降低劳动强度。每台堆垛机可节约七个劳动力,提高了劳动效率 70%。草垛比原来高 2 米,增加了每垛的堆草量。镇江轻机厂已在试制草类堆垛机作为定型产品,经鉴定后即能成批生产。

脱青竹片和小杂竹的堆、拆垛可以采用草类堆垛机或可移式倾斜胶带输送机。

蔗渣的堆垛、有的厂采用了履带式起重机,将装有 15~18 包 500×500×1000 毫米蔗渣包的托板一次吊起进行堆垛,取消了过去人工背运的繁重劳动。拆垛时履带式起重机改用抓斗挖料,并装进斗车(胶胎拖车),由机动车拖往备料车间。抓斗挖料后地面上剩余的蔗渣则用铲车铲料装进斗车。这样,蔗渣堆、拆垛的繁重工作基本上实现了机械化,减轻了劳动强度,提高了劳动生产率。

(三) 原料的运输

原料进场、出场都要进行运输。运输设备的种类很多,选择运输设备时要根据原料的种类和贮料场的规模而定。

1. 运输设备的种类

(1) 窄轨铁路运输(或轻便轨运输):

- ① 轨道平板车装运,人力或卷扬机牵引。
- ② 轨道平板车装运,柴油机车牵引。

(2) 无轨运输:

- ① 胶胎平板车或斗车装运,人力牵引。
- ② 胶胎平板车或斗车装运,拖拉机牵引。
- ③ 胶胎平板车或斗车装运,汽车牵引。

(3) 机械化运输:

- ① 龙门吊车拆垛横向运输,拉木机或胶带输送机纵向运输。
- ② 桥式吊车拆垛横向运输,拉木机或胶带输送机纵向运输。

2. 运输设备的选择

(1) 大型贮木场机械化运输方式都采用龙门吊车或桥式吊车拆垛,拉木机水平运输。

(2) 小型贮木场一般都用短原木、枝桠材、板皮、锯材废料、梢头木等做原料,故目前采用机械化运输方式不多。

(3) 大型草类原料贮存场都采用有轨车辆运输。原料自火车、船只卸下后用有轨平车装运,柴油机车牵引,运至贮料场堆垛。有的厂也用胶带输送机送到贮料场堆垛。原料拆垛后送到备料工段也可采用同样的方式运输。草类原料贮存场不宜采用龙门吊车或桥式吊车搬运。

草类原料的特点是体积大、重量轻、车辆装载量低,故常用有轨运输工具,可节省

动力，提高运输效率。例如，采用4吨载重汽车仅能装运二吨草类原料，如采用60马力柴油机车牵引10~20个平板车，载重可达15~30吨。

(4) 中型草类原料贮存场，由于投资和运输量的经济适应因素，一般不宜选用有轨运输，因投资大、设备利用率低，故多采用拖拉机牵引胶胎拖车方式，装载量比汽车装载量要高5倍以上。

(5) 小型草类原料贮存场的运输量一般每天不超过20~30吨，目前大多仍采用人力胶轮车运输，平均每小时运输量约3吨左右(一班制运输)。

(6) 竹子、蔗渣等原料场采用的运输方式基本上与草类原料相同。

第二节 木材原料的备料

目前，国外主要造纸国家的造纸原料，90%以上是木材。国外造纸原料发展情况如表1-1-2所示。

表 1-1-2 国外造纸原料发展情况(各原料占%)

种 类 \ 年 代	1880	1900	1913	1925	1954	1970
破 布	30	14	8	5	2	2
草 类	46	27	13	10	9	5
木 材	10	38	60	65	65	} 93
废 纸	14	21	19	20	24	

我国的造纸原料，目前虽仍以草类原料的使用量最大，但是，随着四个现代化的需要，纸张的需要量将会大幅度的增长，势必需要采用大量木材才能解决原料问题。

木材用于造纸，除原木以外，现在已扩大到制材废料、枝桠材、梢头木和锯末等废料。使用的方式，除将木材原料运到造纸厂进行备料以外，不少是将废料在现场削成木片运到造纸厂直接使用。

运到造纸厂进行备料的木材原料，视生产情况而需要经锯断、去皮、除节、劈开、削片和筛选等工序。

一、原木的锯断

为了适应生产的需要，磨木机要求原木长度为0.6米或1.2米，普通斜口喂料削片机(简称普通削片机)要求原木长度2~2.5米。因此，来厂原木需要进行锯断。

根据工厂生产规模的具体情况，原木的锯断可以采用单圆锯、多圆锯或带锯。

单圆锯一般用于中小型厂和原木长度变动较大的场合，所锯原木直径也限制在350~400毫米之内。单圆锯的锯盘安装在可前后摆动的垂直机架上的叫立式圆锯(或叫吊锯)；安装在带有平衡锤的机架上的叫卧式圆锯(或叫平衡锯)。由于后者使用方便，我国中小型厂一般使用卧式圆锯。

多圆锯一般用于大型工厂，以锯断长度大致相等的、直径小于 500 毫米的原木。多锯机又叫排锯，是由多个普通圆锯盘组成。圆锯盘前后交叉地配置在倾斜的拉木机上，各锯片之间的距离相等，这个距离应与所需要的木段长度一致。原木由横式拉木机逐步拖过圆锯而被锯成数段。多锯机锯片的数量与锯断前后木材的长度有关。一般可将长度为 6 米或 6 米以上的原木锯成 1 米或 1 米以上的原木供生产使用。

不管是单圆锯还是多圆锯，圆锯片的规格是：锯盘直径 900~1500 毫米，锯片厚度等于直径的 $1/250 \sim 1/300$ ，锯缝宽度为锯盘厚度的 1.5 倍。圆锯的圆周速度不应超过 60 米/秒。圆锯的生产能力可根据锯片的直径、转速及供木机构而定，一般单圆锯的生产能力可达每小时 10~20 米³。

带锯一般是用于长原木的纵向锯开。有些直径太大的长原木，可先用带锯纵向锯开，然后进行削片，因削片机进料口的大小是有一定限度的。

二、原木的去皮

进厂原木往往带有外皮，除去外皮的工作最好在林区进行，因为树木刚砍倒时，外皮水分大，容易剥除。同时，剥去外皮后原木容易干燥，从而可以防止细菌的侵蚀。特别是马尾松，容易受蓝变菌的侵染，使木材发蓝变色，影响磨木浆的白度和形成化学浆的纤维性尘埃。

由于外皮的纤维含量低，杂质含量高，对制浆造纸过程带来很多困难。因此，在生产质量要求高的纸浆时，外皮一般都要去掉，就是残留的外皮，在生产磨木浆、亚硫酸盐木浆和人纤浆时也需要除去，以免影响浆的质量。若是生产纸袋纸用硫酸盐浆，残留外皮甚至全部外皮也可以不除。在利用枝桠材生产纸板时，一般不去外皮。内皮则一般均不要求剥除。

除去原木的外皮，过去都用人工剥皮的方法。人工剥皮损失少，剥得干净，但是劳动强度大，劳动生产率低，每人每班只能生产 2.5~4.0 实积米³。现在，一般都采用了机械剥皮的方法。

东北各木浆厂，很多采用了我国创制的滚刀剥皮机（已作为国家定型产品）进行剥皮（外皮、内皮同时剥除）。

滚刀剥皮机的工作原理为，原木放在楞架上，利用转动的滚刀沿原木纵向削除树皮一道，然后翻动原木，再削除一道树皮。这样，整个原木经过几次翻动和削除树皮，即得干净的去皮原木。它适于加工直径 700 毫米以下各种径级的原木，不分材种、形状如何，弯曲度大的、具有大包、大节、大枝桠的原木都可适用，长短不限，原木外朽部分也可削除，故适应范围大，劳动生产率较人工剥皮提高一倍以上，每人每班可加工原木 4.5~5.5 实积立方米，大大减轻了劳动强度。此设备构造简单，维修方便，操作简便，易于掌握，应用较好。

滚刀剥皮机[图 1-1-21(见插图)]主要由以下几部分组成：

(1) 机架：由槽钢焊成呈长方形，一端安装电机，另一端安装刀辊。机架上设有滑轮，放于龙门架的轨道上，机架可沿轨道纵向转动。滑轮位于机架部件的轴心并作为支点，使刀辊与电机两端成平衡状态，故机架可上下活动。

(2) 刀辊与剥皮刀：剥皮刀与刀辊成 60° 角安装在刀轮上。刀片既有斜度(约 23°)又有弧度(刀片中间凹进 5~10 毫米)，呈螺旋形(麻花刀)。这样，可减少动力消耗，又能降低剥皮损失率。在作业过程中，刀片起削劲而不起砍劲，可以防止吃大刀和崩坏刀片。刀片的特征如下：

刀轮直径 $\phi 260$ 毫米 剥皮刀作业弧长 160 毫米
剥皮刀有效长度 290 毫米 刀片斜角 $23^\circ 17'$
剥皮刀总长度 380 毫米 刀刃角 $35^\circ \sim 40^\circ$
剥皮刀中间凹度 5~10 毫米

(3) 翻楞机构：在机架下有承托原木的两对齿轮和翻动原木的翻楞机构。当剥皮时，每走一刀之后，启动翻楞机构电机通过减速机构带动托木齿轮将原木转动一定角度，再走第二刀剥皮。如此操作一直把整根原木的树皮剥完为止。

有些厂的滚刀剥皮机，将翻楞机构放置在地面，刀辊则放置在可来回行走的车子上，操作人员也坐在车子上，这样，可避免操作来回走动的困难。此外，有些厂将刀辊固定不用行走，而将翻楞机构来回行走进行剥皮，也能达到同样的效果。

滚刀剥皮机的缺点是剥皮损失率较大，约 $3.2\% \sim 3.8\%$ ，甚至更高。且机械化程度不高，只属于半机械化操作。

圆筒剥皮机是除去外皮的有效设备。特别是连续式圆筒剥皮机，是我国现阶段发展

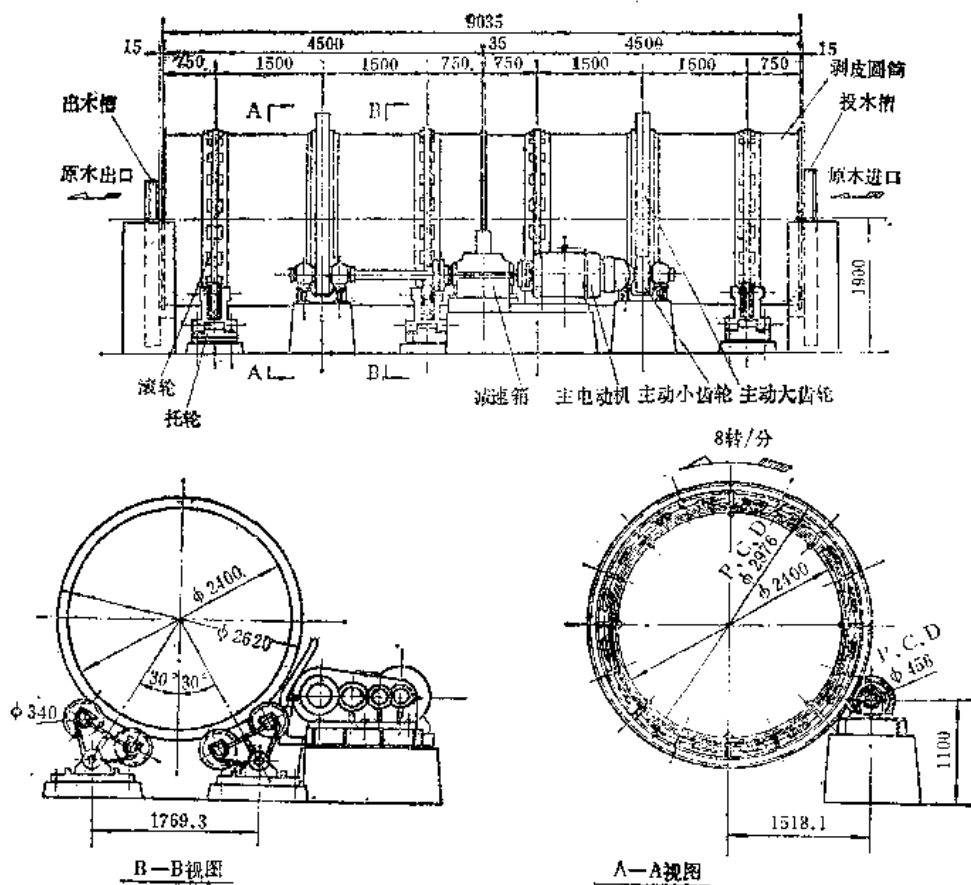


图 1-1-22 连续式圆筒剥皮机

的方向。

连续式圆筒剥皮机的结构见图 1-1-22。

从图 1-1-22 中可以看出，连续式圆筒剥皮机分为两节，每节圆筒为 $\phi 2400 \times 4500$ 毫米，转速 8 转/分。原木自一端进，另一端出。额定生产能力：阔叶木为 4~7 米³/时，针叶木为 9~12 米³/时。我国实际使用于马尾松原木(长 1.2 米)的剥皮能力达 25 米³/时。

圆筒剥皮机的工作原理，主要是靠筒内木段与木段相互摩擦以去掉外皮(内皮不能除去)。因此，进入圆筒剥皮机前的木段最好是先浸过水的，或是从水上贮木场运来的木段。圆筒剥皮机运转时，圆筒两端各有一喷水管喷水，一面冲洗原木除去泥砂，一面使树皮及木渣从圆筒壁间隙中排出。若是在北方处理冰冻原木，则最好往圆筒里通入 $0.98 \sim 1.96 \times 10^4$ 牛顿/米² (0.1~0.2 公斤/厘米²) 的蒸汽，使原木的出口温度达到 +1°C，这样，才不致增加剥皮的损失率。

此外，国外尚有采用各种卡刀式剥皮机(如 Cambio 型和 VK 型等)对单根原木进行剥皮的，由于对原木的要求较高，国内曾进口过这些设备，但均未很好用上。

枝桠材的剥皮是较为困难的。国际上尚无完善的方法。我国某林业机械研究所已制成 BG 型干法间歇式滚筒剥皮机和 LB 型干法连续式滚筒剥皮机等两种枝桠材剥皮机，其主要技术特征为：

BG 型：	(1) 生产能力	夏季 18~20 层积米 ³ /台·班 冬季 12~14 层积米 ³ /台·班
	(2) 枝桠大小	$\phi 40 \sim \phi 200 \times 500 \sim 700$ (长) 毫米
	(3) 装料量	2.5~3.0 层积米 ³ /筒
	(4) 运转周期	45~55 分钟/筒
	(5) 滚筒尺寸	$\phi 1800$ (内径) $\times 1800$ (长) 毫米
	(6) 滚筒转速	24~26 转/分
	(7) 刀轴转速	48~52 转/分
	(8) 剥皮刀数量	筒壁上的“H”形刀 52 把 刀轴上的扁平刀 13 把
	(9) 动力	2100 型柴油机，22 马力，1500 转/分
LB 型：	(1) 生产能力	100~120 层积米 ³ /台·班
	(2) 枝桠大小	$\phi 20$ 以上 $\times 1000$ 以下 (长) 毫米
	(3) 滚筒尺寸	$\phi 2352$ (内径) $\times 6000$ (长) 毫米
	(4) 滚筒转速	12 转/分
	(5) 刀轴转速	分三种速度：即一速 150 转/分，二速 290 转/分，三速 440 转/分
	(6) 剥皮刀数量	筒壁上的“山”字形刀 176 把 刀轴上为螺旋刀
	(7) 驱动滚筒电机	JO ₃ -200 M-6 30 千瓦 970 转/分
	(8) 驱动刀轴电机	JO ₃ -160 M15 千瓦 970 转/分

这里着重介绍 LB 型干法连续式滚筒剥皮机(简称 LB 型枝桠材剥皮机)情况如下:

1. LB 型枝桠材剥皮机的结构

LB 型枝桠材剥皮机的结构(见图 1-1-23)基本上由下述主要部分组成:

(1) 滚筒筒体部分: 滚筒筒体由 14 毫米厚钢板焊接而成。其中部有固定的大齿圈, 齿圈的作用是使滚筒旋转。齿圈左右两侧各两米处均有固定的滚圈作为滚筒旋转的轨道。滚筒内壁按棋盘式排列焊有 176 把“山”字形剥皮刀, 每把刀下面, 在筒壁上开有长形孔以排出树皮等废物。滚筒两端焊有法兰以增加强度。

(2) 滚筒传动部分: 滚筒传动系由 30 kW 电机通过圆柱齿轮 减速器 驱动小齿轮, 小齿轮带动滚筒上的大齿圈使滚筒旋转。

(3) 刀轴部分: 刀轴部分包括刀轴、轴承座及进出料挡板。刀轴由无缝钢管制成, 两端焊有轴头。刀轴外面焊有螺旋刀, 其作用是加速剥皮。两端轴承座分别固定在进出料挡板上。进出料挡板由 10 毫米厚的钢板和槽钢焊接而成, 其作用是挡住枝桠材形成料位差, 并由出口连续排出。进出料挡板固定在混凝土基础上。进料挡板上安装有进料槽, 出料挡板上安装有出料槽。

(4) 托轮支座: 共有 4 个, 作用是托住滚筒, 并使之在托轮上转动。每个支座上有两个托轮, 每个托轮上穿一根轴, 轴两端放在托轮架上。

2. LB 型枝桠材剥皮机的工作过程和作用原理

枝桠材先经锯断成 1 米以下的长度(长度超过 1 米时易折断刀轴), 然后由胶带输送机送到进料槽进入滚筒中, 当电机带动滚筒旋转时, 枝桠材在筒内成不规则翻转, 滚筒内壁的“山”字形剥皮刀对枝桠材进行有效的剥皮和去朽。剥皮刀对滚筒横断面略呈一定斜度, 使枝桠材沿螺旋方向缓慢移动。当枝桠材随滚筒转到一定高度时, 由于重力作用自然下落, 枝桠材在下落过程中互相撞击, 起到摩擦去皮作用。刀轴装在滚轴的中心, 并与滚筒同向不同速度转动, 轴上的螺旋刀, 协同“山”字形剥皮刀加速去皮。剥下来的外皮由筒壁长方形孔排出, 集中到废料胶带输送机排走。由于进出料挡板有料位差, 因此剥了皮的枝桠材能自动连续排出。

以上两种枝桠材剥皮机的工作, 夏季较顺利。在东北寒冷地区, 冬季虽也可剥皮, 但效率较低。这些剥皮机可剥直径 $\phi 20 \sim 200$ 毫米的枝桠材、小径木、小原木和板皮等, 且不受枝桠形状复杂、弯曲度大的限制, 树叉、树包、树节多的枝桠也能剥皮, 有的两叉的枝桠也能剥皮。平均剥皮合格率达 85% 以上。经削片后合格木片中的树皮含量可控制在 1% 左右, 基本上可以满足新闻纸的要求。枝桠所含水分对剥皮没有影响, 新伐材、半干或干枝桠都能进行剥皮。平均木质损伤率约为 5% 左右。每台剥皮机的生产能力相当于 150 人的手工剥皮, 大大提高了劳动生产率, 减轻了劳动强度, 为发展我国枝桠材削片工业创造了有利的条件。

此外, 随着木片工业的发展, 国外正在发展带皮原木削片后再去皮的方法。特别是在林场进行全树削片以来, 由于全树木片中含有 10~15% 的树皮, 因此, 必须在使用前把木片中的树皮分离出来, 否则将影响生产过程和纸浆质量。要把木片中这么多的树皮分离出来, 目前已投产的方法是挤压去皮法(生产流程见图 1-1-24)。该法是将木片贮存场的木片, 经通常的筛选、除铁除石(或用洗涤方法)以后送到汽蒸管。汽蒸管实际上

是潘迪亚连续蒸煮器的一条管，进料出料都用转子阀。管内工作压力为 $1.96 \sim 2.94 \times 10^5$ 牛顿/米² (2~3 公斤/厘米²)，木片在管内的停留时间约 5 分钟 (汽蒸压力与时间需根据材种和当地气温条件而定)。汽蒸的目的是使木片软化和树皮稍带粘性，以便在挤压时使木片与树皮易于分离。汽蒸时的汽耗是每吨漂白阔叶木浆耗汽 1.2 吨。汽蒸后的木片喷放到木片喂料箱，这个喂料箱起到缓冲作用，并使木片均匀地喂到挤压去皮机中去。喂料箱的喂料是靠喂料箱底部的活底运输带 (慢速胶带运输机，线速 25 米/分)，将箱内木片连续运出。在出料口装有一条向上倾斜的刮料机，起计量作用，控制堆集在慢速胶带运输机上木片层的厚度 (一般为 4 片木片的厚度)，将过厚的木片层向后刮爬，使木片

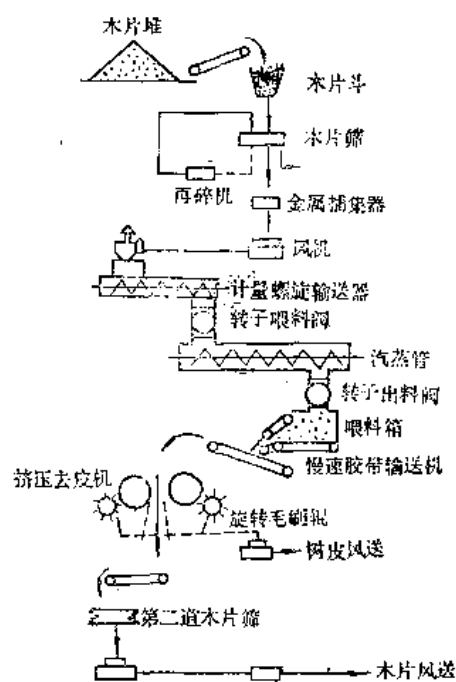


图 1-1-24 木片挤压去皮法生产流程

按一定数量落到下面的快速胶带运输机上 (线速 200 米/分)。由于两条胶带快慢速度不一致，掉到快速胶带上的木片能呈单片均匀地平铺在胶带上送往挤压去皮机。挤压去皮机主要由两个转向相反的 (均为向内转，转速 250 米/分) 铸钢辊组成，其中一个辊是固定的，另一个辊可以水平移动。快速胶带运输机送来的单层木片掉入两辊之间，经挤压后，无皮木片直落下面的木片料槽，树皮则粘附在两辊上随辊转过 120° 角后由旋转毛刷辊将树皮从辊面上刷下来，掉入树皮料槽，从而达到了树皮与木片分离的目的。挤压去皮时，两辊间的线压力，在处理阔叶木片时为 1.96×10^5 牛顿/米 (200 公斤/厘米)，在处理针叶木片时为 1.18×10^5 牛顿/米 (120 公斤/厘米)。未运转时，两辊压区间隙为 0.4 ± 0.05 毫米。因此，必须是单层木片进行挤压，不能是多层木片挤压，否则去皮效果不好。直径 1200 毫米、面宽 1600 毫米的双辊挤压去皮机，生产能力可满足日产 120 吨漂白阔叶木浆的需要。由于针叶树皮的粘性太大，挤压后粘住木片一起带走，故上述挤压去皮法用于针叶木片不如阔叶材木片理想。

由于分离出来的木片中还有少量树皮屑，因此，还需要进行一次筛选才能送去使用。

除了挤压去皮法以外，还有空气浮选法、真空沉降法等木片去皮方法正在试验研究。国内一些林业管理局，也正在进行木片去皮方法的研究。这是值得注意的去皮方法的发展方向。

剥皮废料——树皮，若排入江河将会引起河流污染。现时，除回收作燃料外，还可以从某些树种的树皮中回收单宁。

三、原木的除节和劈木

为了避免木段磨木时树节对磨石和磨木浆质量的影响，送去磨木机的木段，经剥皮后还需除去树节。过去都用人工除节，现在一般都用电钻除节或用类似钻床的除节机来

除节。操作时放木段在钻台上，将小树节对准钻头钻除，对大树节，则先沿树节周围钻孔，最后将整个树节敲掉。也有利用小圆锯来除节的。

直径过大的原木，需要劈开后方能装入磨木机或普通斜口喂料削片机进行生产（水平喂料多刀削片机用的长原木则需用带锯纵向锯开以代替劈木）。另外，腐朽材也需要劈除。

通常用的劈木机有立式和卧式两种。立式劈木机又有单斧式和双斧式两种。卧式劈木机较适用于大径原木的劈开。卧式劈木机也有两种，一种是固定原木移动斧子，而另一种是固定斧子，移动原木，使原木劈开成两块或四块。现时国内仍以采用立式劈木机为主。

四、原木和板皮的削片

为了适应化学木浆和各种高得率化学木浆蒸煮，以及满足木片磨木浆的生产需要，原木、枝桠材或板皮等废料都要进行削片，并要求削出的木片长短厚薄一致、整齐。木片的规格一般为：长 15~20 毫米，厚 3~5 毫米，宽度虽不限，但也希望不超过 20 毫米。有些厂规定能通过 22×22 毫米，网目而留在 5×5 毫米网目上的木片为合格木片。大于 50×50 毫米的粗条不许有。原木木片的合格率要求大于 85%，板皮木片合格率要求大于 75%。

现时采用的削片机，多数是圆盘削片机。根据圆盘上安装刀数的多少，常分为普通削片机（4~6 把刀）和多刀削片机（8~16 把刀）两种。这两种削片机的喂料方式又有斜口（或倾斜）喂料和平口（或水平）喂料两种。长原木的削片，一般都采用平口喂料，短原木和板皮的削片可采用斜口喂料，也可采用平口喂料的方式。我国生产的圆盘削片机规格可参考轻工业部编《制浆造纸设备产品目录》。除了圆盘削片机以外，国外还曾用过鼓式削片机（类似链式磨木机，只是把磨石换成削片鼓），和螺旋盘式削片机，但未见大量发展，故不作介绍。这里仅介绍圆盘削片机的基本结构和削片原理。

（一）圆盘削片机的基本结构

图 1-1-25 为斜口喂料普通圆盘削片机的结构示例。图 1-1-26 为平口喂料多刀削片机的结构示例。

从图中可以看出，圆盘削片机的基本结构可分为下列几个部分：

1. 刀盘部分

刀盘是削片机的主要部件，在刀盘上安装有削片刀。普通削片机削片刀在刀盘上的安装情况见图 1-1-27 (1)。多刀削片机削片刀在刀盘上的安装情况见图 1-1-27 (2)。由于多刀削片机的刀数较多，故不能采用普通削片机削片刀的安装方法。普通削片机的削片刀在刀盘上的安装位置为自辐射位置向前倾斜 8~15° 角。多刀削片机一般在辐射位置安装。

削片刀刃凸出刀盘的距离叫刀距。某厂夏季采用 11~13 毫米，冬季采用 12~14 毫米。削片刀刃与刀牙间的垂直距离叫刀高。某厂采用 18~20 毫米。

削片刀的刀刃角一般为 34~42°。某厂普通削片机夏季采用 37~39° 角，冬季采用 39~40° 角；多刀削片机则采用 35°12'~37°22' 角。刀刃起切削原木作用的这面，叫切削面。其背面叫安刀面。安刀面与刀盘平行面间的夹角叫安刀角 (α) [见图 1-1-27(1)]。

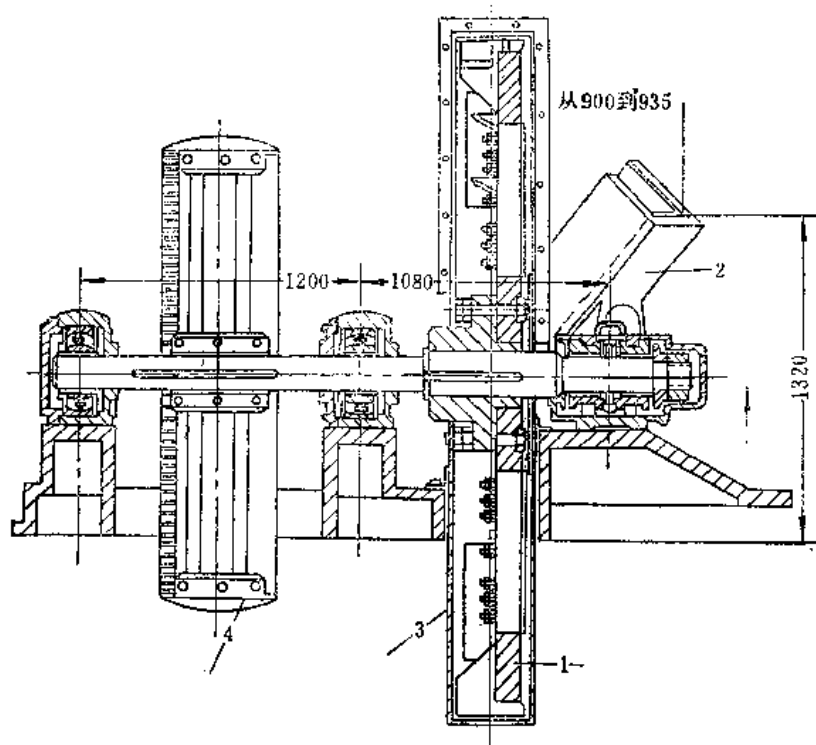


图 1-1-25 斜口喂料圆盘削片机结构示例
1—刀盘 2—进料管 3—外壳 4—皮带轮

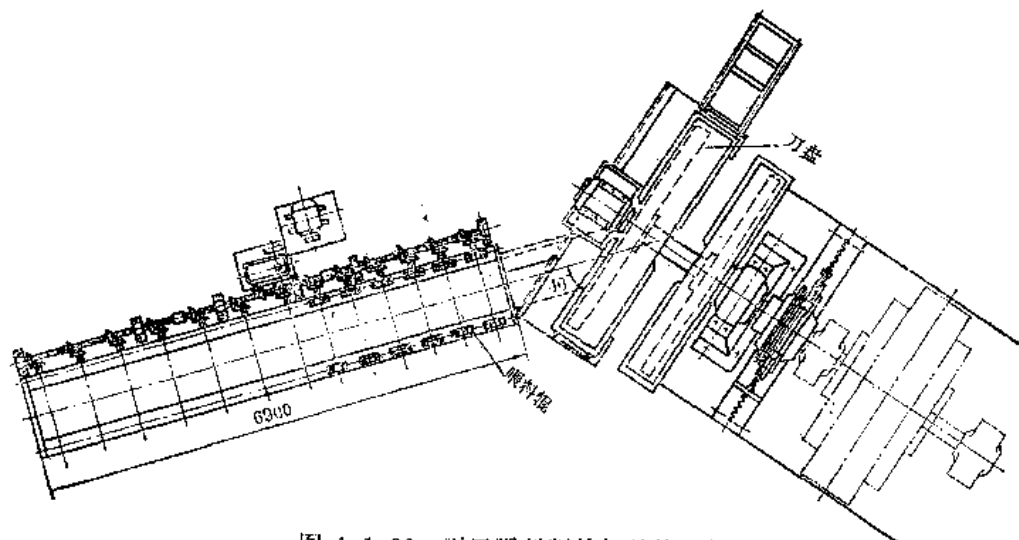
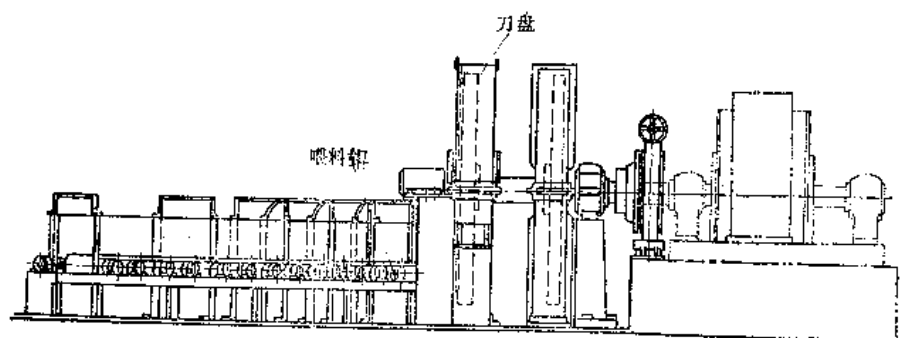


图 1-1-26 平口喂料削片机结构示例

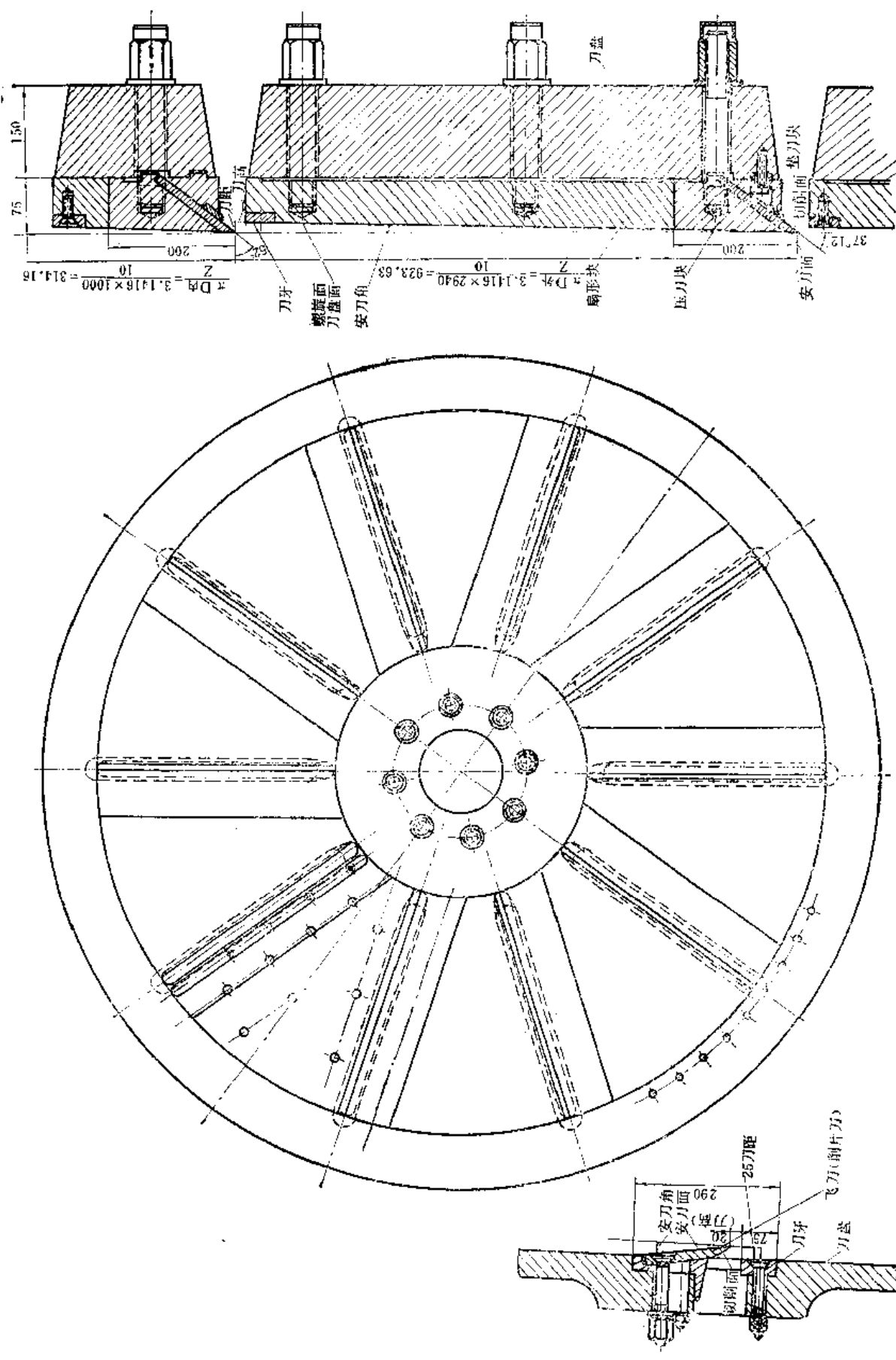


图 1-1-27(2) 多刀削片机削片刀在刀盘上的安装情况

图 1-1-27(1) 普通削片机削片刀在刀盘上的安装情况

刀盘是个沉重的铸钢圆盘，因此它还起着惯性轮的作用。但在大型多刀削片机，往往还有一个与刀盘平行的惯性轮，这样可以减少电机的容量。

出料口在上方的削片机，其刀盘周围尚有翅片，用以打碎大片和送出木片。出料口在下方的削片机则不需翅片，木片直落下面的出料胶带运输机。

2. 喂料部分

喂料槽俗称虎口。其截面形状有圆形、方形和多角形等几种。小型削片机一般是圆形槽。普通削片机多数是方形槽。平口喂料的大型削片机常用多角形进料口（见图 1-1-28），其喂料槽由喂料辊组成。

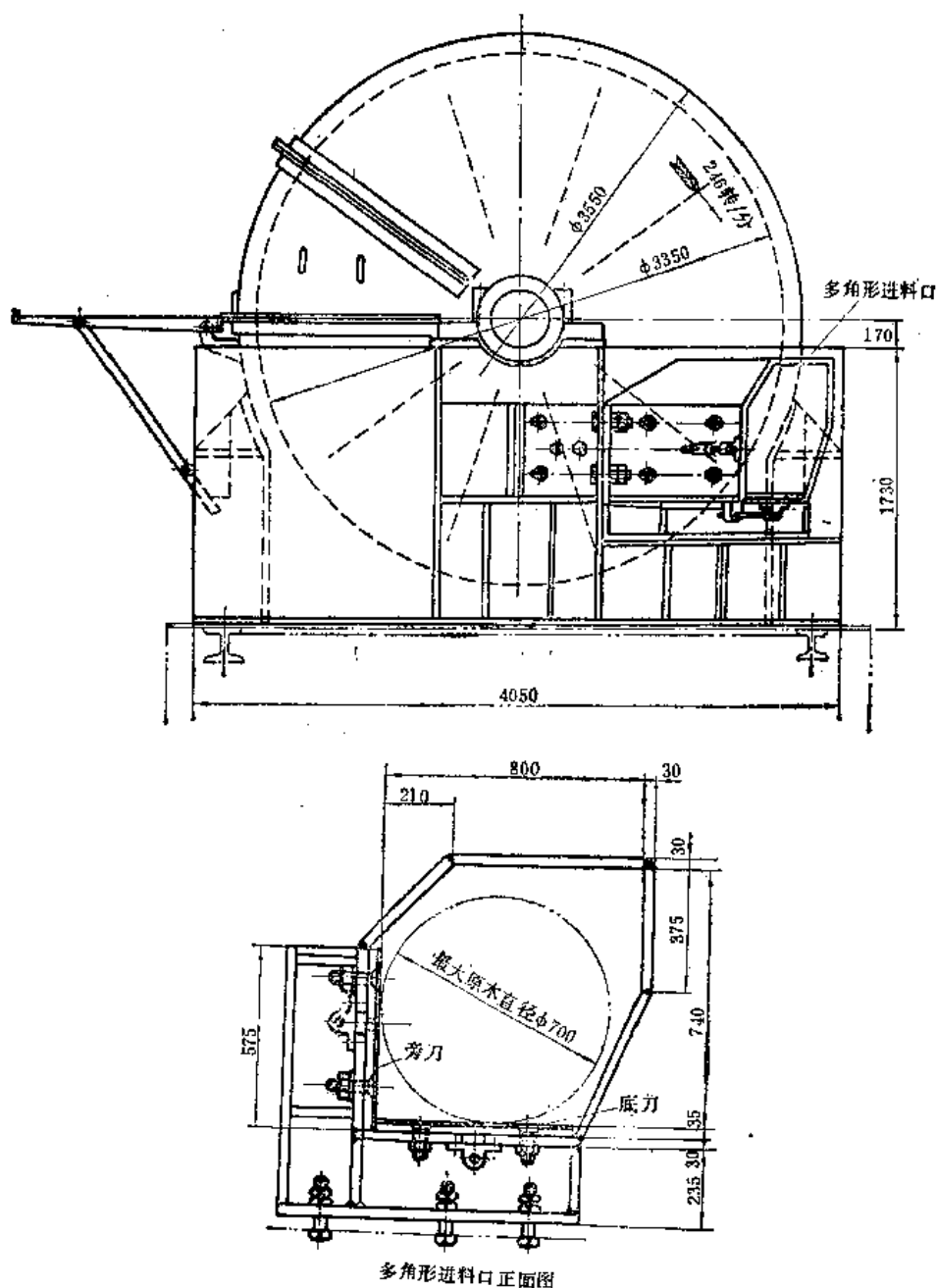


图 1-1-28 平口喂料槽多角形喂料口

斜口喂料槽与刀盘间的一些夹角关系见图 1-1-29。图中各夹角之间的关系可用下式表示：

$$\sin \omega = \sin \varepsilon \cos \theta$$

或

$$\sin \omega = \cos \phi \cos \theta$$

证明上述式子时，要注意投木偏角在 XY 平面上的投影角与投木偏角是相等的。

此外，为了适应削片时剪切作用的需要，喂料槽与水平面形成了一个斜角，叫投木斜角(ψ)。投木斜角对木片斜角(ω)没有什么关系，对削片的质量也没有什么影响。但在削片时可使切削负荷均匀些，从而减少动力消耗。

平口喂料是用喂料辊组成的喂料槽（即辊送机，见图 1-1-26）。喂料槽的位置可在刀盘轴线以上的位置，也可在刀盘轴线以下的位置（如图 1-1-26）。由于是水平安装，因此，喂料槽与刀盘间只有一个夹角，即投木偏角 θ （ ϕ 3350 多刀削片机 $\theta = 53^\circ$ ）。

斜口喂料槽的下方或平口喂料槽的端部装有底刀[见图 1-1-27(1) 和图 1-1-28]，因为底刀在削片时受力最大，容易损坏，故刀刃角特别大，普通削片机一般为 $85^\circ \sim 90^\circ$ 角，多刀削片机为 45° 角。为了保护普通削片机的底刀刀刃，在底刀口上盖有一块固定在进料口内的角度为 $40^\circ \sim 45^\circ$ 的大三角板，大三角板的刀口与底刀的刀口是吻合一致的。在削片过程中，削片刀除与底刀起切削作用外，还与喂料槽侧部的旁刀起切削作用。旁刀刀刃角普通削片机为 $60^\circ \sim 65^\circ$ ，多刀削片机为 88° 。为了保护普通削片机的旁刀，在旁刀上也盖有一块刀刃角为 $35^\circ \sim 40^\circ$ 的小三角板，旁刀口与小三角板的刀口也是吻合的。旁刀与削片刀的距离和底刀与削片刀的距离都是 $0.3 \sim 0.5$ 毫米。旁刀的作用主要是防止和减少产生长木片。

在用削片机切削板皮或竹子时，喂料槽需要设置由喂料刺辊及其传动系统组成的强制喂料机构，借以避免或减少板皮等在虎口跳动，影响切削质量。

3. 机壳部分

削片机的刀盘是装在铁板制成的机壳里。机壳上有工作门以便经常换刀。机壳上部沿圆周切线方向有出料管，木片由这里抛出并被气流带到木片筛选系统。有些削片机的出料是在机壳的下部直接落到运输胶带上，这样可避免在气流输送时木片被过多的碰碎。

4. 传动部分

削片机经三角胶带由电动机带动，转速高的削片机也可由电机直接带动。为了节约换刀时间，大都设有制动装置，使刀盘在停机后能迅速地停止转动。

(二) 圆盘削片机的削片原理

圆盘削片机是怎样削出合格木片的呢？它的基本原理可以从下列几方面来理解：

1. 削片刀切入原木时的情况和木片的形成

削片刀切入原木的情况可参考图 1-1-27 (1) 和图 1-1-31。不管是普通削片机还是多刀削片机，假如削片刀很薄，或者没有刀牙或刀盘的阻碍，原木削片时切削出来的将是一个椭圆形的木盘，而不是木片。由于削片刀刀刃有一定的角度，切削下来的木盘在通过刀缝时受到削片刀切削面对原木纵向的作用分力（剪切力），以及由于刀牙或刀盘的阻碍，木盘才不断沿木纹分裂成木片。

2. 削片刀的作用和原木的切削速度

削片刀切入原木时有两个作用：一是切削木片，二是牵引原木沿削片刀的安刀面向圆盘移动。第一个作用已在上面介绍过了。第二个作用主要是由于安刀角的存在而产生的。假如安刀角 $\alpha=0$ ，则原木在喂料槽中完全依靠自身的重力移向刀盘。根据计算，依靠原木自身的重力在切削时间内移向刀盘的距离至多只有 2 毫米，这与削片的要求相差很远。因此，必须要有安刀角。有了安刀角，削片刀在切入原木时，安刀面就把原木拉向刀盘。安刀角愈大，拉力愈大，原木移向刀盘的速度愈大。图 1-1-30 表示削片刀在切削时的运动速度 (V) 与原木移动速度 V_0 和原木切削速度 (V_d) 间的关系。由图中可以

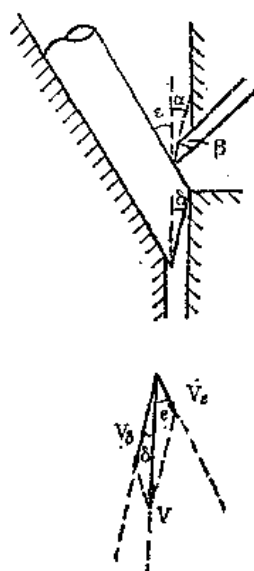


图 1-1-30 原木切削时削片刀运动速度与原木移动速度的关系

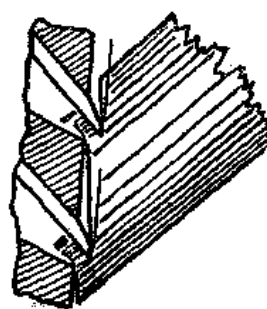


图 1-1-31 多刀削片机连续切削情况

看出：若安刀角过小， V_0 也变小，则在切削时间内达不到所需要的木片长度。若安刀角增大， V_0 也就变大。过大的安刀角是不相宜的，因为原木过早到达圆盘面将会引起撞击而跳回，最好的安刀角是正好使原木在第二把刀切入时刚到圆盘面（见图 1-1-31）。普通削片机虽然也可使安刀角达到上述要求，但由于刀数少，刀间距离大，原木经第一把刀切断后在进入第二把刀切削前，有一短暂的时间是没有接触削片刀的，因此，原木会在喂料槽中跳动，影响削片质量。从这一点出发，多刀削片机就解决了这个问题。因为多刀削片机的第二把刀切入原木时，其第一把刀尚未离开原木，这样就创造了连续切削的条件，同时电机的负荷也较稳定。为了达到两把刀同时切入原木，就要求相邻两刀间距离必须小于原木可能存在的最小直径（见图 1-1-31）。即

$$\frac{2\pi r}{Z} \leq \frac{D}{\sin \varepsilon}$$

式中 r ——切削半径;
 Z ——削片刀刀数;
 D ——原木直径;
 ε ——投木角。

但是,每把削片刀在刀盘上的安装位置,几乎是呈放射状的,因此,愈近圆盘中心轴处,两把削片刀间的距离愈小;愈离圆盘中心轴处,则两把削片刀间的距离愈大。这样,在安刀角相同时,若靠近圆盘中心的原木,刚好在第二把刀切入时到达圆盘面,则远离圆盘中心轴的原木,早在第二把刀切入前就已到达圆盘面,势必引起原木跳回。因此,新设计的圆盘削片机将刀盘面做成螺旋面(见图 1-1-32),使安刀角自靠近圆盘中心轴到远离圆盘中心轴逐渐变小(例如自 4° 变到 2°)。这样,就克服了上述缺点,木片质量可以提高。我国自行设计的 ZM \times 4 型水平喂料十刀削片机和 LX-950 型六刀枝桠材削片机就是采用了螺旋面的刀盘。国外同类产品有诺尔曼(Norman)多刀削片机和莫莱(Murry)多刀削片机。这种带螺旋面刀盘的多刀削片机,在切削板皮、枝桠材、竹子等原料时,可以不用机械喂料机构。

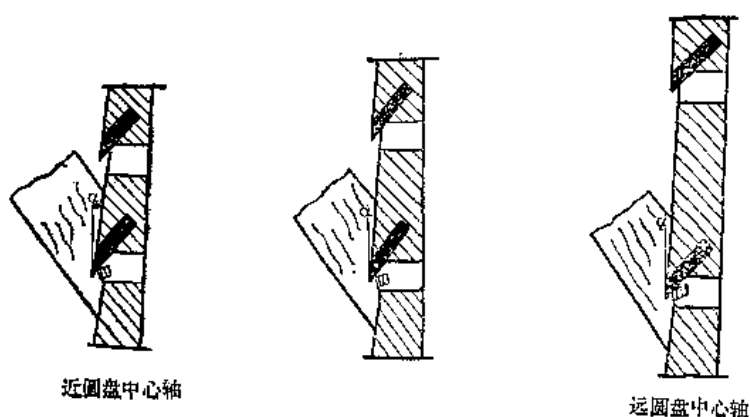


图 1-1-32 螺旋面刀盘削片机切削情况

3. 木片长度的决定

木片的长度,在具有适当的安刀角的前提下,主要是由刀距、投木角和投木偏角来决定的。其关系可用下式表示:

$$L = \frac{B}{\sin \varepsilon \cos \theta}$$

式中 L ——木片长度(毫米);
 B ——刀距(毫米),一般为 11~14 (毫米);
 其他符号的意义同前。

由于投木角 ε 和投木偏角 θ 在削片机设计时已经定了,平时不能变动。因此,平时能够用来调节木片长度的只有刀距 B 。在实际生产中,由于原木在切削时尾端会翘起,实际上缩小了投木角 ε ,结果是使木片增长了。所以,一般所采取的刀距应比计算出来的

数值小2毫米左右。安装削片刀时,还要使各刀片的刀距保持一致,即使是0.5~1.0毫米的误差,都会使木片的长度相差1~3毫米,从而影响木片的均整度。

4. 木片厚度的决定

因为削片机的结构一般是不能随便变动的,因此,木片的厚度主要由刀高来控制。其关系如下式:

$$T = kH$$

式中 T ——木片厚度(毫米);

H ——刀高,一般为18~20(毫米);

k ——经验常数,实际上即为固定的投木角和刀刃角等影响的联合系数。生产上一般为0.2~0.3左右。

5. 木片斜度的决定

木片的斜度决定于投木角和投木偏角,其关系为:

$$\sin \omega = \sin \varepsilon \cos \theta$$

式中 ω ——木片斜角;其他符号的意义同上。

木片的斜角 ω 实际上即为投木槽(或原木)与刀盘面间的夹角。由此可知,投木角和投木偏角固定的削片机,其削出来的木片斜角是一定的。木片的斜角对蒸煮液的浸透和扩大反应表面积有一定的意义。

6. 决定木片合格率的因素

(1) 刀距、刀高和安刀角:刀距、刀高和安刀角等的任何变动,都将影响木片的大小,也就影响木片合格率的大小。已如前述,在此从略。

(2) 刀刃角:刀刃角的大小对木片厚度有一定的影响。若其他条件不变,加大刀刃角,就会使木片变薄,但过大的刀刃角非但切削阻力大,而且使木片容易变碎,同时木片受损伤的程度增加。因此,削片刀钢质较好时,宜用较小的刀刃角。但过小的刀刃角,非但容易损坏刀刃,而且还会使木片增厚,甚至不能分离成木片。刀刃角一般为34~42°,使用普通削片机的工厂在原木冰冻时采用39~40°,非冰冻时采用37~38°的刀刃角。使用多刀削片机的工厂,一般采用35°22'~37°12'的角度,若增大角度2°,发现切削时原木在喂料口里跳动大,有时还会后退。

刀刃角一定后,还要经常保持锋利状态。如刀刃卷曲或崩口,也会产生大量碎末和切口粗糙。平口喂料的十刀削片机的十把削片刀中,若有一把刀变钝或崩刃,原木就喂不进去。因此,要提高木片的合格率和维持正常运转,必须经常注意削片刀刀刃的角度和锋利程度。

(3) 削片刀与底刀间的间距(也叫虎口间隙):这个间距不能过大,若间距过大,容易使原木外部切不断,形成长片,影响木片的合格率。这个间距一般为0.3~0.5毫米。

(4) 原木的质量和水分:原木大、小、优、劣要搭配使用,否则容易造成合格率下降。原木不宜太短,否则削出的三角块增多,影响木片合格率。原木水分大,有利于提高木片合格率。但在北方寒冷地区,冬季原木易冰冻,水分以25~35%为宜,水分过大易冰冻硬脆,削片时产生大量碎末。夏季水分以35~45%为宜,若水分过低,木材

发脆，削片时碎末也多，影响木片合格率。

五、木片的筛选与再碎

从削片机出来的木片，往往带有粗大片、长条、三角木、木屑、木节等，必须从合格木片中用筛选机分离出来。现时常用的筛选机有圆筛和平筛两类。

圆筛的筛选原理是利用不同筛孔的筛板在迴转时使木屑、木片、长木条等得以分开。

用于筛选木片的圆筛有两种：一种是圆筛，分两段，第一段筛孔较小，以除去碎末、木屑等；第二段筛孔较大，合格木片从此段筛出，送去蒸煮，粗大片、长条则留于筛内从出口端排出，另行处理。另一种是双层圆筛，里层筛筛孔大，粗大片、长条留在里层筛里面，外层筛筛孔小，细碎木屑通过筛孔排出，合格木片即留于其上，从出口端排出，送去蒸煮。

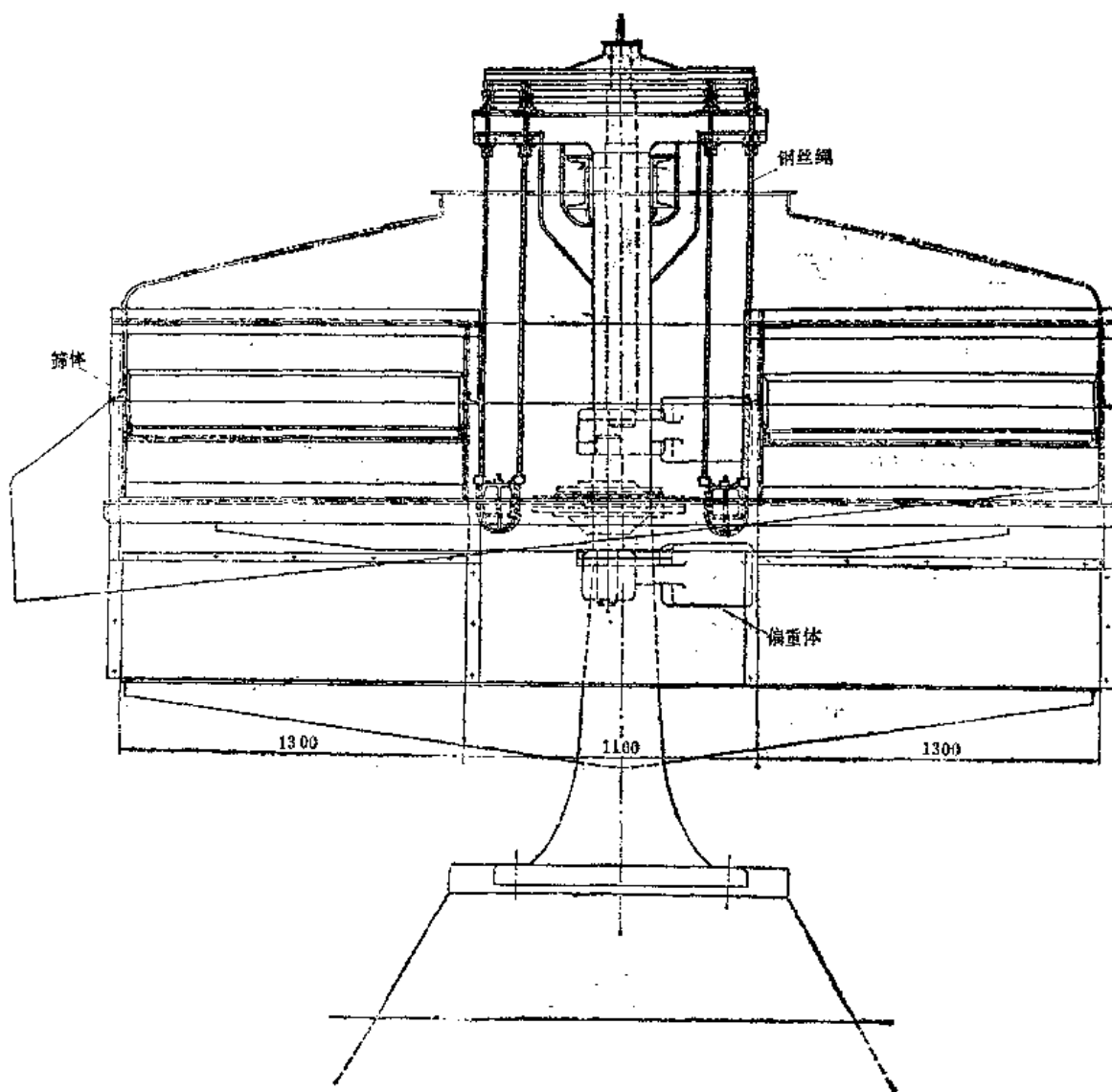


图 1-1-33 ZMS 2 型摇摆式筛片机

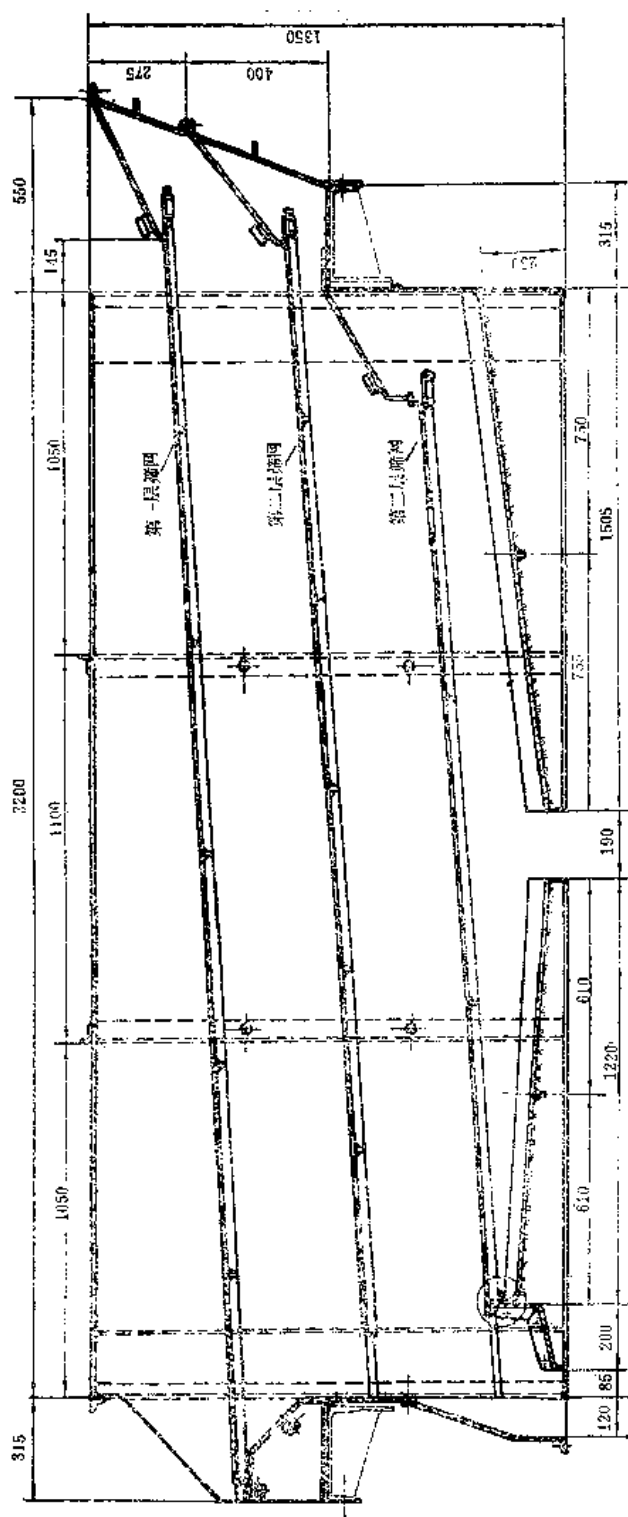


图 1-1-34 ZMS 2 型摇摆式筛片机筛体

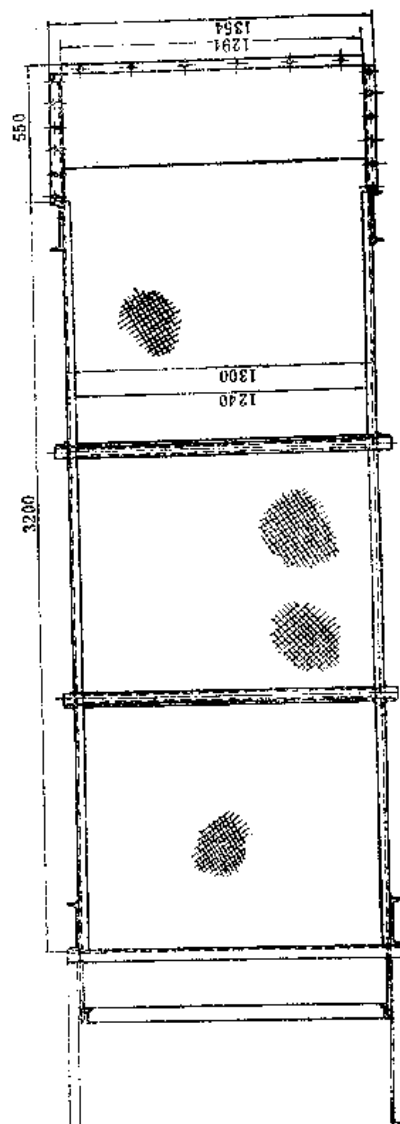


图 1-1-35 ZMS 2 型摇摆式筛片机筛网

圆筛结构简单，设备费和维修费不大，但占地面积大，筛选有效面积小，筛孔易堵塞，故新厂较少选用。

平筛的筛选原理是利用不同筛孔的筛板在高频振动或低频摇动的条件下使木屑、木片、长木条等得以分开。

用于筛选木片的平筛有高频振框式平筛和摇摆式平筛两种。由于高频振框式平筛的筛框和弹簧垫等易坏，木片在筛网上易堆积，流通不畅，现时已很少采用。摇摆式平筛已列入轻工部定型产品，使用良好，现介绍其中能力较大的一种于下。

ZMS 2 型摇摆式筛片机的主要技术特征为：

生产能力	85 (堆积) 米 ³ /时	振幅	90 毫米
筛面积	4.6 米 ²	主轴转速	180 转/分
上层筛孔	50 × 25; 40 × 40 毫米	电动机	JO 52-4
			7 千瓦 1 台
中层筛孔	12 × 12 毫米		
下层筛孔	φ 5 毫米		

这种筛片机主要由两个水平的筛体(有的厂已用型钢联成一体)，用钢丝绳悬吊在机架上(见图 1-1-33)。装有偏重器的轴(分成两段，目的是增加偏心距)，一端支承在与筛体联接的连杆上，一端支承在机架的轴承上。电机带动偏重轮回转，使两边的筛体作水平摇晃摆动，进行木片筛选。每个筛体有三层筛网(见图 1-1-34)，每层筛网呈长方形(见图 1-1-35)。上层筛网与水平面成 3° 角倾斜，中层与下层筛网与水平面成 4° 角倾斜。这样，在摇摆时有利于木片向一端流出。留在上层网上的大片送再碎或重削系统，留在中、下层网上的合格木片送蒸煮使用，通过下层网的碎末则另作他用。

关于粗大片、长木条等的再碎或重削问题，现时使用的飞锤式再碎机，很多厂反映使用效果差。有的厂采用了专用的重削机，但效率也不高。因此，很多厂准备把大片送回削片机重削，以提高削片质量。但难蒸煮的树节不易很好分出是其缺点。比较理想的方案是配备一台小削片机专门处理粗大片和长木条，并分开进行筛选，主要把树节等分出另作处理，好木片则送回生产系统。

第三节 非木材原料的备料

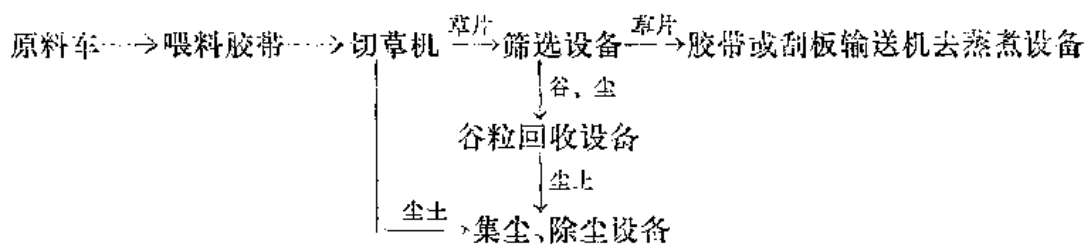
非木材原料的种类很多，这里根据其性质与处理方法相近者归类介绍于下：

一、草类原料的备料

由于草类原料的种类仍然很多，其特点各有不同，故其切料与筛选除尘系统也有差别。

(一) 稻、麦草原料的备料

目前，稻麦草原料的备料，多数还是采用干法备料的工艺路线。其生产工艺流程基本如下：



该流程的工作情况，简要介绍如下：

1. 喂料与切料

稻麦草原料用平板车自原料场运来备料工段（或车间）后，最好能直接地连续地卸到喂料胶带上。为了减轻卸料的劳动强度，有些厂采用各种方式使板车稍为倾斜（例如有的厂采用电动葫芦把板车一端吊高，有的厂则采用液压系或凸轮翻板将板车一边的轮子顶高），部分原料靠自落方式卸到喂料胶带上。有的厂采用倾斜喂料胶带，其一端在地面下，便于板车直接将草倒在胶带上。虽然如此，卸料的机械化程度仍需进一步提高。

目前轻工业部提供的切草机产品有两种规格：一种是 ZCQ 1 型 3 吨/时刀辊式切草机，另一种是 ZCQ 2 型 5 吨/时刀辊式切草机。图 1-1-36 是 5 吨/时刀辊式切草机简图。喂料胶带和两个喂料压辊安装在可移动的钢架上，在清理切草机和换刀时可移动钢架移开。喂料压辊是辊面带齿的辊子。当原料由喂料胶带送入喂料口时，被第一喂料辊压住，并随喂料辊的转动而不断将原料送入第二喂料辊，依靠喂料辊的重量和弹簧的压力将原料压紧，这样，在切草时就不会使原料滑动。

刀辊上安装有飞刀三把，刀片安装时与刀辊母线呈 $4\sim 7^\circ$ 角度（见图 1-1-37），其目

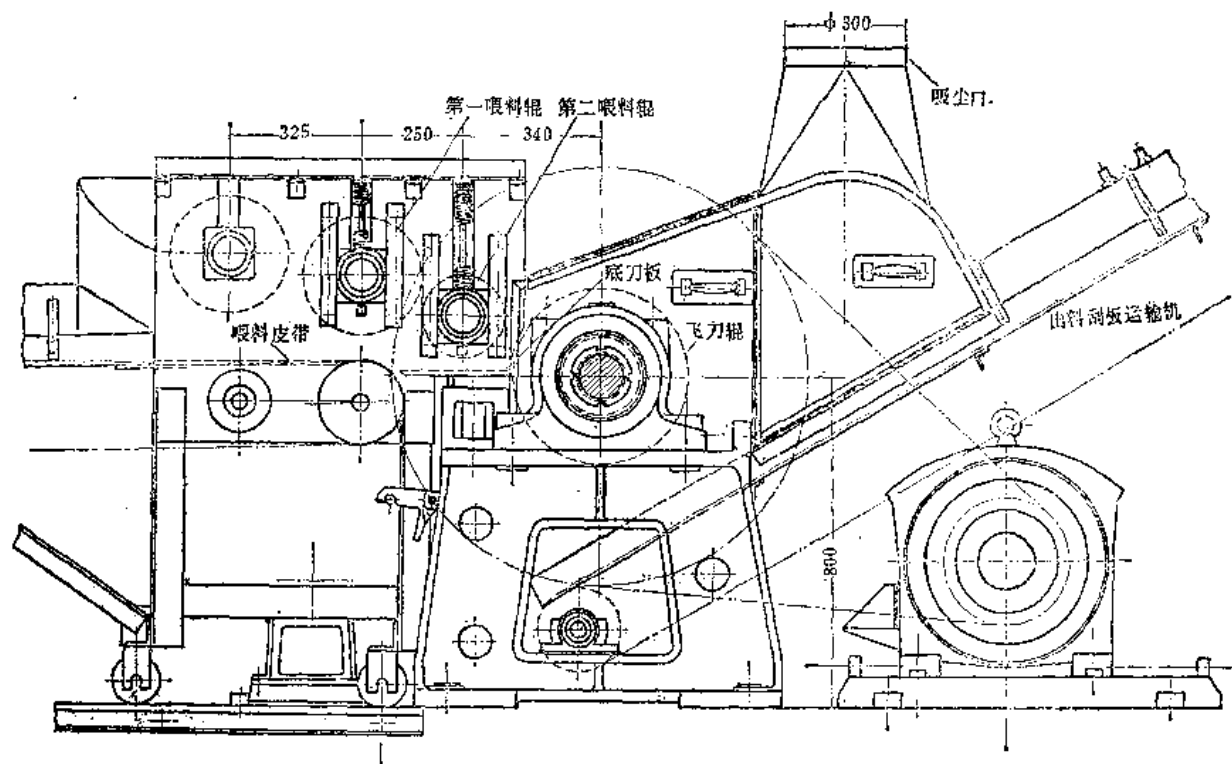


图 1-1-36 ZCQ 2 型刀辊式切草机简图

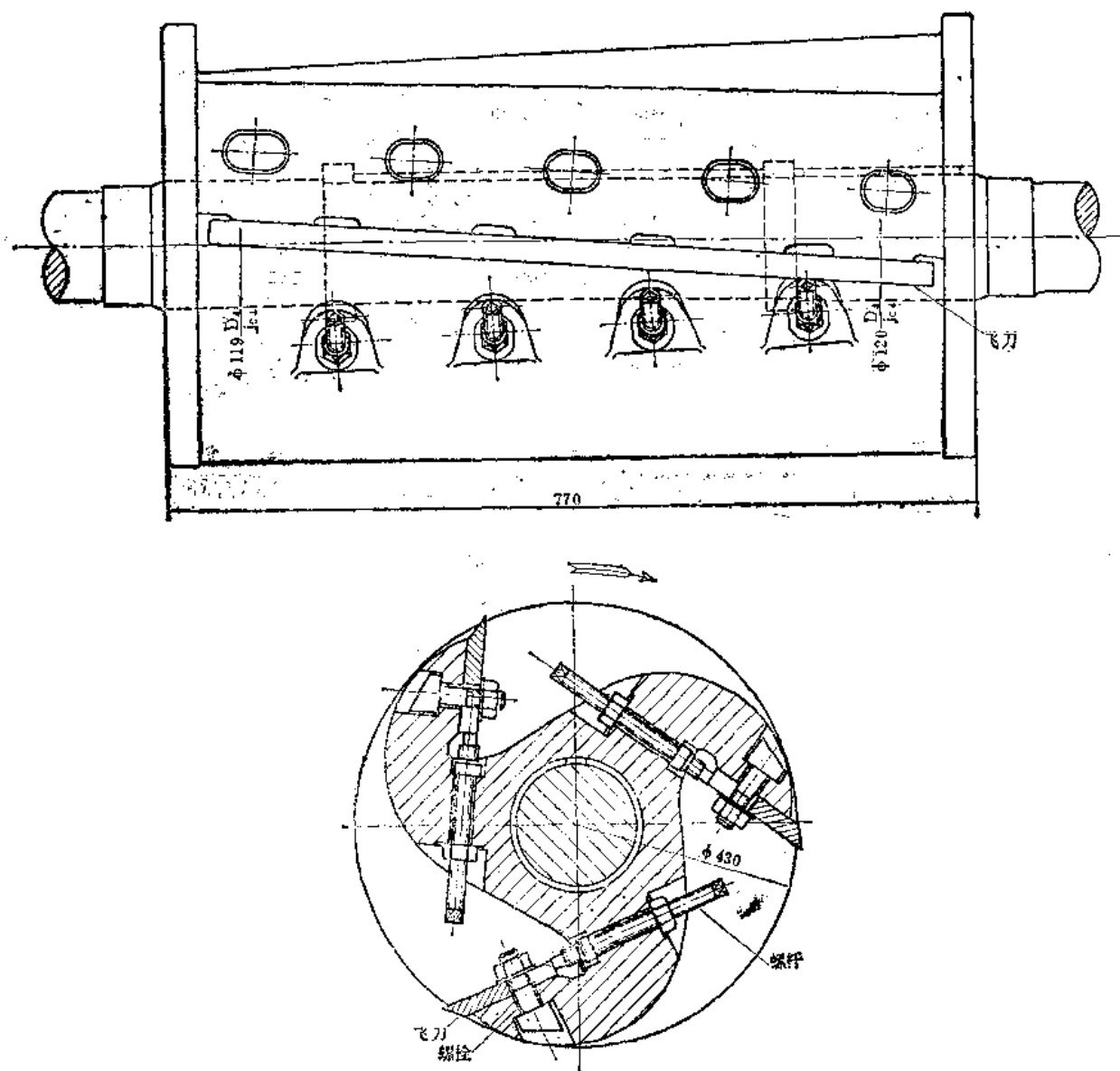


图 1-1-37 切草机刀辊

的在使飞刀和底刀接触（切割）时是逐步进行的。这样，可避免瞬时动力负荷的高峰。飞刀是用螺栓固定在刀辊上，其背部有螺杆顶住，以免当剪切草料时刀片后退，同时可调节飞刀与底刀的距离。飞刀刀刃角度为 $40\sim 45^\circ$ 。底刀较厚，其刀刃角度为 $80\sim 85^\circ$ ，一般水平地固定在机架上，其安装位置可进行调节。飞刀和底刀切断的草片由底部的出料输送带送至除尘系统。

为了提高切草合格率，切草时必须注意：

- (1) 开机前必须对好刀口，使刀的全宽具有相同的间隙，飞刀与底刀的间隙一般保持在 $0.3\sim 0.5$ 毫米之间。对刀情况的好坏对草片的均匀性影响很大。
- (2) 飞刀、底刀的刀刃必须保持锋利，否则，由于切不断而影响草片均整度。

(3) 喂料辊的线速必须与飞刀刀辊的转速相配合, 因为它们是决定草片长度的。其计算公式如下:

$$l = \frac{v}{z \cdot R} \times 1000 (\text{毫米})$$

式中 l ——草片长度(毫米);
 v ——喂料辊线速(米/分);
 z ——飞刀刀片数;
 R ——飞刀辊转速(转/分)。

从上式中可以看出, 若喂料辊线速大了, 或飞刀辊转速小了, 均将使草片的长度变长(草片长度一般控制在 30 毫米左右)。相反, 假如在增加喂料辊线速的时候, 同时增加飞刀辊的转速, 则草片长度不变长, 但切草机的生产能力将增加, 因为切草机的生产能力是随喂料速度增加而增加的。一般可用下式计算:

$$Q = 60 K b H V \gamma \quad (\text{公斤/时})$$

式中 Q ——每小时的生产能力(公斤/时);
 60——分钟换算为小时的换算因子;
 K ——喂料不平衡系数, 一般取 0.8;
 b ——喂料辊宽度(米);
 H ——喂料层堆积厚度(米);
 V ——喂料速度(米/分);
 γ ——原料的堆积重度(公斤/米³)。

几种原料的 γ 值如下:

稻草	55~65 (公斤/米 ³)	高粱秆	60~65 (公斤/米 ³)
麦草	65~75 (公斤/米 ³)	玉米秆	60~65 (公斤/米 ³)
芒秆	70~75 (公斤/米 ³)	芦苇	70~75 (公斤/米 ³)

从上式中可以看出, 切草机的生产能力除了与喂料速度有关以外, 还与喂料辊宽度、喂料层堆积厚度和原料种类有关。

(4) 喂料时要尽量避免斜乱铺放, 以减少长草片的出现。同时, 喂料时要一层压一层做到厚薄均匀, 以免发生崩刀事故。

(5) 刀床距离(指飞刀刀刃与第二喂料辊外缘的距离)应调节好, 不能太大, 否则压紧了的草料又会松散开来, 影响切草的长度。

(6) 原料水分最好保持小些, 以利于提高草片合格率。

刀辊式切草机一般能满足中小型草浆厂多原料的切草需要。它除了常用于稻草、麦草、高粱秆、玉米秆的切断外, 还能用于芒秆、小杂竹、芦竹等原料的切断。为了减轻喂料的劳动强度和提高切草机的生产能力, 有些厂将切草机进行了一些改革, 例如:

(1) 在进料口喂料胶带两边, 增加一对立式刺毛辊(辊面带齿形的辊子), 解决了进料困难、劳动强度大的问题。刺毛辊的转向与进料方向相同。

(2) 改大刀辊轴头, 使切草机高负荷时不致断轴。这样, 原来的 5 吨/时切草机在切芒秆时生产能力可以提高到 8~10 吨/时, 对缩短装球时间、提高蒸球的运转率起到了良

好的作用。

(3) 将喂料胶带加长, 并将其一端放低到地面以下, 以利于直接卸料到喂料胶带上, 减轻劳动强度。为了喂料安全, 有的工厂在喂料胶带上面, 加紧一条保护皮带, 使用效果良好。

(4) 喂料胶带和二个喂料辊的传动与主机分开, 进行单独传动, 并安有正反转装置, 使电机能正、反向旋转, 以便在喂料口堵塞时, 可以使喂料胶带和二个喂料辊反转, 从而使草料退出, 解决喂料口的堵塞问题。

2. 筛选与除尘

稻麦草原料经切断以后, 就要进行筛选与除尘。筛选的目的是将草片中夹带的谷子、部分草叶、草节、尘土等“杂质”分离开来, 这样筛选后的草片较干净, 可以降低蒸煮化学药品的消耗, 提高草浆的质量。除尘, 一方面是为了消除切草机切割时揭起的飞尘, 另方面是为了从筛选系统分离开来的“杂质”中, 进一步将谷粒回收, 而将留下的草叶、尘土等除掉。

现时采用的筛选除尘设备如下:

(1) 辊式除尘机(即羊角除尘器): 辊式除尘机是切草机配套设备。5 吨/时切草机配六辊辊式除尘机, 3 吨/时切草机配四辊辊式除尘机。详细规格可参考《造纸机械产品目录》。

辊式除尘机实际上是筛选设备。图 1-1-38 是六辊辊式除尘机示意图。图中每个辊

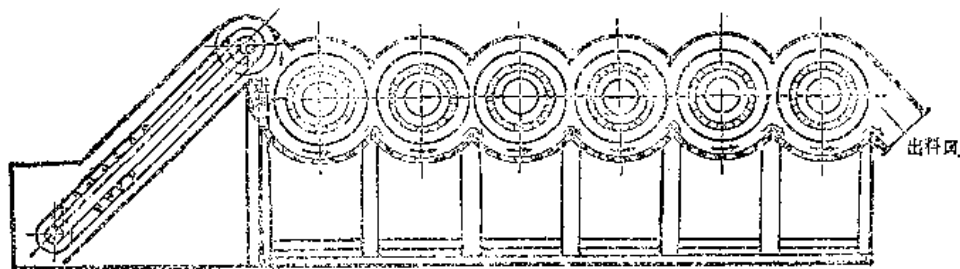


图 1-1-38 六辊辊式除尘机示意图

(转鼓)上, 有依次呈左螺旋或右螺旋排列的如“羊角”状的突齿, 辊下有筛网或筛板, 上盖以罩。运转时, 草片由进料口进入, 经转鼓上的“羊角”拨动草片并使之在筛网或筛板上曲折地翻腾地向前运动。运动过程中, 谷粒、尘土等落于筛网或筛板下面的灰坑中, 从而得以分开。灰坑中的谷粒尘土, 有的厂在停机时由人工掏出, 再进行谷粒回收。有的厂则在羊角转鼓下设置风管, 使谷粒、尘土由风机吸走并连续地送往谷粒分离器(即旋风分离器), 进行谷粒回收。尘土、草叶等则继续送到集尘室和水膜除尘器(或水帘除尘器), 进行处理。这种方式, 风机容易磨损。有的厂则进行了改进, 使风管来的谷粒先在沉降室沉降, 尘土、草叶才经风机送走进行处理。这种方式风机磨损少, 谷粒回收也不错。图 1-1-39 和图 1-1-40 为一些厂采用辊式除尘机的筛选除尘系统工艺流程示意图。

辊式除尘机, 是稻麦草浆厂常用的筛选除尘设备。各厂都有一定的使用经验, 有的厂还作了适当的改进。例如:

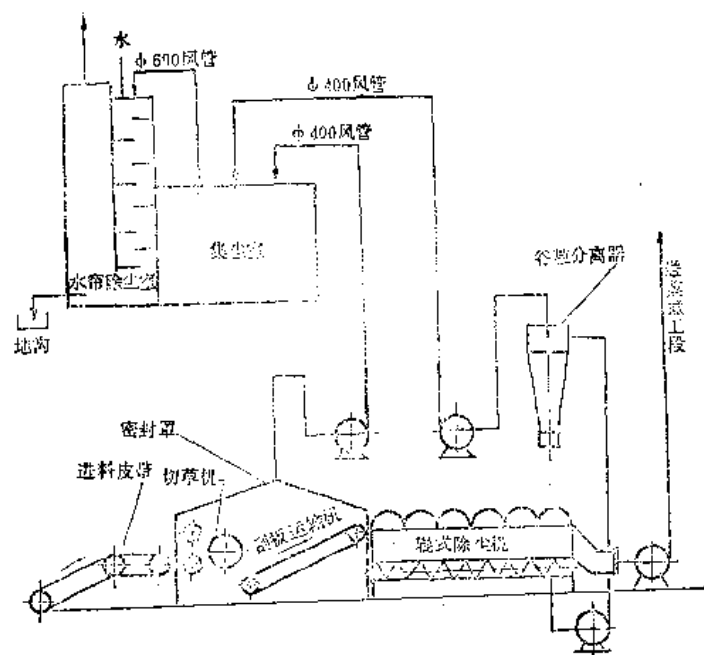


图 1-1-39(1) 草片筛选除尘系统示意图之一

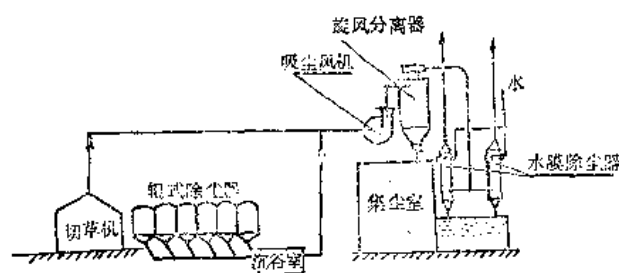


图 1-1-39(2) 草片筛选除尘系统示意图之二

① 将铁丝筛网改为活动式钢板冲眼筛板，克服了网眼不平引起的筛孔堵塞问题。同时，将筛孔直径改为 4~5 毫米，以适应稻麦草的筛选除尘。

② 将相邻两转鼓之间的山形改低，使筛板包角为 120° 左右，这样，可使草片顺利前进。

③ 减少“羊角”个数，使草片“回流量”减少，从而避免草片的堵塞。

④ 调节各转鼓的速度，使逐个的速度适当加大，以利排料，避免堵塞。

⑤ 控制进料水分，以不超过 15% 为宜，否则容易造成堵塞现象。

(2) 锥形圆筛(锥形除尘器)：过去使用的锥形圆筛为筛鼓转动型圆筛。这种圆筛，草片易堵塞网孔，生产能力低，现已很少使用。

现时发展的锥形圆筛为筛鼓不转动型圆筛。圆筛下半部有筛板，圆筛中心轴上安装有呈螺旋状排列的搅拌叶片。草片从小头进入，由于搅拌叶片本身有一定的倾斜角度，因此，中心轴转动时，叶片就能将草片从小头端拨起，并在圆筛中旋转前进，由大头端排出。草片中夹带的谷粒、尘土等则通过筛板进入除尘系统，进行谷粒分离和除尘。图

1-1-40 为某厂采用双锥形圆筛的筛选除尘系统工艺流程示意图。双锥形圆筛的结构见图 1-1-41。

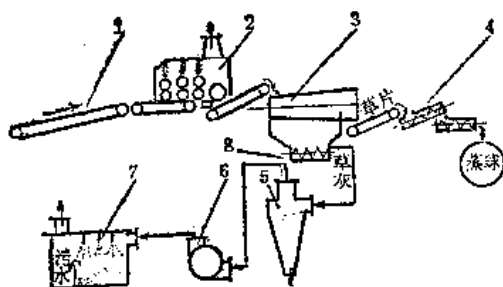


图 1-1-40 双锥形圆筛的筛选除尘系统工艺流程示意图

1—皮带运输机 2—5吨/时切草机 3—锥形圆筛(两台并联) 4—螺旋预浸机 5—旋风谷粒回收器 6—风机 7—喷淋除尘室 8—螺旋输送机

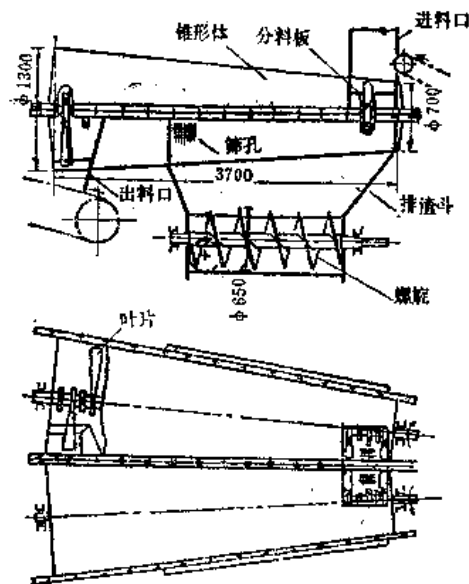


图 1-1-41 双锥形圆筛结构示意图

锥形圆筛及其附属的螺旋输送机的设备特征如下：

产量 每台 2.5 吨/时（两台并联配 5 吨/时切草机）

鼓径 $\phi 700/\phi 1300$ 毫米

鼓长 3700 毫米

转速 300 转/分

筛板 薄钢板冲眼 $\phi 6$ 毫米

有效筛灰面积 $3.8 \text{ 米}^2/\text{台}$

叶片顶端与筛板距离 40 毫米

电机 JO₂ 62-6, 970 转/分, 13 千瓦/台

除尘型式 下吸式

螺旋输送机：

机壳 4 毫米钢板制成

螺旋直径 $\phi 650$ 毫米

螺距 320 毫米

螺旋转速 67 转/分

电机 JO 51-6, 970 转/分, 2.8 千瓦

这种锥形圆筛的优点是：

- ① 占地面积较辊式除尘机小。
- ② 设备制造简单，检修方便。
- ③ 堵塞现象少，除尘效果好，谷粒回收多。

但在使用这种锥形圆筛时也需注意下列事项：

- ① 螺旋输送机必须正常运行，否则将影响除尘效果。

② 锥形圆筛的转速必须控制在 280~300 转/分, 过快, 则因草片通过时间缩短, 除灰率下降。过慢, 又因草片层加厚, 除尘也困难, 且容易堵塞。

③ 搅拌叶片的个数、角度以及与筛板的距离对除灰效果关系很大。湖南某厂所用的搅拌叶片情况如下:

叶片型式: 船桨式

叶片分组: 第一组 5 片, 倾斜度 45° (小头)

第二组 25 片, 倾斜度 15° (中间)

第三组 4 片, 平板 (大头)

叶片与筛板的距离: 40 毫米。

叶片的倾斜角度大, 对草片推向前进的作用大。平板式叶片只能起到翻动作用。

④ 原料水分必须控制在 14~15% 为宜, 水分高达 18% 以上时, 除尘效果将急剧下降。

⑤ 风压大小对除尘效率和谷粒回收作用影响很大。图 1-1-40 流程中谷粒回收器风压控制在 $-3.55 \sim -4.05 \times 10^2$ 牛顿/米² ($-35 \sim -40$ 毫米水柱)。风压过大, 谷粒不能沉降。风压过小, 灰尘与谷粒分离效果差, 甚至谷粒与尘土不能完全从圆筛底下抽走。

(3) 谷粒回收器: 从图 1-1-39 和图 1-1-40 中都可以看出, 现时采用的谷粒回收器, 基本上都是旋风分离器和谷粒沉降室。图 1-1-40 中采用的谷粒回收器, 详见图 1-1-42。采用这种旋风分离器回收谷粒时, 如前所述, 必须注意谷粒回收器的风压在 $-3.55 \sim -4.05 \times 10^2$ 牛顿/米² ($-35 \sim -40$ 毫米水柱)。

(4) 集尘室和水膜除尘器: 草类原料备料工段的最大困难是防止尘土飞扬影响环境卫生。目前, 有些厂处理得好些, 环境污染不那么严重。有些厂处理条件差, 则环境受到污染, 严重影响工人的身体健康。为此, 必须切实注意防止飞尘和严加处理。

从谷粒分离器出来的尘土, 必须加以处理。此外, 对容易引起飞尘的地点必须吸尘并加以处理。最容易引起飞尘的地点是: 切草机喂料口和草片出口, 送料到筛选机的输送胶带或刮板, 筛选机草片入口和出口。因此, 这些地点最好要密闭起来, 并安装吸尘装置。有些厂已从切草机喂料口到筛选机草片入口, 全用玻璃柜罩起来, 加以吸尘抽风。有的厂缩短了切草机出料输送带的长度, 使之与辊式除尘器紧密联接。采取这种措施后, 切草时室内飞尘很少, 大大改善了环境卫生。

从各方面来的灰尘, 一般都先送到集尘室 (灰尘自然沉降室), 没有沉降的细小灰尘则送到水膜除尘器或水帘除尘室或喷淋除尘室进行最后除尘, 使排出的尾气尽量少带灰尘。

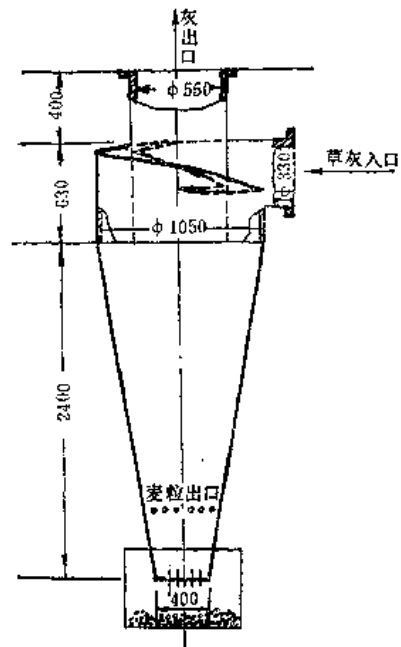


图 1-1-42 谷粒回收器

水膜除尘器或水帘除尘室的作用原理主要是将清水喷散成膜状或雾状或帘状以增大与带尘空气的接触面，从而把空气中的灰尘凝集起来，随水排走。凝集的灰尘愈多，排出的尾气带尘就愈少。这些设备的结构各厂也不尽相同：有些厂用空心塔或旋风分离器在周围壁上喷水，形成水膜；有些厂则在空心塔内竖立许多管子，以增加“水膜”面积，从而提高除尘效率；也有些厂是用有孔隔板形成水帘，以提高除尘效率。总之，能使带尘空气与喷水增加接触面积的办法，都可以改进除尘效率。

(5) 风机：除尘系统一般都要使用风机。在选用风机时，要考虑风罩、风管的阻力损失，同时也要考虑灰尘的具体情况，选用风压和风量合适的风机。例如，在考虑切草机吸风罩风机时，吸气主管风速应有 7~8 米/秒，风量可考虑 2000~2500 米³/时。在考虑抽走辊式除尘机筛板下面的灰尘和谷粒时，除了管径应考虑采用变径管外，风速应有 15 米/秒左右，风量为每米²筛板 1000~1500 米³/时。

稻麦草的切料、筛选除尘系统，有的厂根据本厂的具体情况进行了大胆的改革。例如，山东某厂由于原料的散乱质量差的麦秆，采用辊式除尘机效果不甚理想，而且，筛损高达 15%（其中有些草片损失掉）。该厂自制了一台两段振动式平筛，代替辊式除尘机，而且，放在切草机前，先筛选，后切草，除尘效果较好。平筛的设备特征如下：

筛长 3000 毫米(一段)
筛宽 1300 毫米(一段)
筛板孔径 $\phi 10$ 毫米
筛板孔眼中心距 25 毫米
偏心距 6 毫米
振幅 12 毫米
振次 382 次/分
筛板面积 3.9 米²
拨料辊数 10 个
拨料辊齿长 170 毫米
安装倾斜角度 8~10°
动力 7 千瓦/段

实践证明，平筛代替辊式除尘机有下列优点：

- (1) 由于筛选安排在切草之前，是整草入筛，故小草片损失很少。
- (2) 由于平筛筛底剧烈振动，筛选效果好，除尘效率高。
- (3) 设备结构比较简单，容易制造，造价便宜。

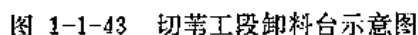
为了进一步提高备料效率，降低蒸煮碱耗，降低黑液含硅量，国外研究过稻草浆厂采用湿法备料的工艺。

(二) 芦苇、芒秆等原料的备料

目前，芦苇、芒秆等原料的备料，基本上都是采用干法备料的工艺路线。其生产工艺流程基本如下：

该流程的工作情况简要介绍如下:

芦苇或芒秆自原料场运来备料工段后,怎样卸料到胶带运输机上,目前各厂的机械化水平还不一样。有的厂采用电动葫芦,将平板车一边吊起,让芒秆翻到胶带上,同时由人工挑齐。有的厂则采用卸料台。图 1-1-43 为卸料台示意图。



2. 喂料与切料

This technical drawing illustrates a mechanical drive system for a vertical machine. The system includes a motor (1) connected to a gear (2), which drives a series of gears (3, 4, 5, 6, 7, 8, 9) and a chain drive (10) connected to a large gear (11). The drawing is labeled with numbers 1 through 11.

1—刀盘 2—飞刀 3—上压辊 4—下压辊 5—底刀
6—上链轮 7—下链带 8—上链带 9—下链带

17.

时小。

切苇机运转时应注意事项如下：

(1) 飞刀和底刀要保持锋利。刀钝必须换刀磨利再用，否则影响苇片合格率。一般情况，飞刀切料 10~15 吨换一次，底刀切料 100~150 吨换一次。飞刀和底刀间的距离应控制在 0.5 毫米左右，间距过大也会影响苇片合格率。

(2) 喂料速度(即压辊线速)要与飞刀轮转速相配合，否则影响苇片长度。

喂料速度 = 飞刀轮转速 × 飞刀数目 × 苇片长度

例如：飞刀轮转速为 238 转/分，飞刀数为 4，苇片长为 25 毫米，则：

喂料速度 = $238 \times 4 \times 25 / 1000 = 2.38$ 米/分

(3) 链带速度应与喂料速度相配合

一般情况，上链速度应比下链速度快些，这样，上下链带之间的芦苇或芒秆，其上层比下层前进的速度快些，当其接触到上、下压辊时，也就易于进入上、下压辊之间，从而避免了芦苇或芒秆在链辊与压辊之间产生阻塞不前的现象，这就达到了进苇顺利的目的。若万一发生堵塞需退苇时，也能达到退苇方便的目的。

下压辊速度应比上压辊速度大些，其作用主要在于抵消上链比下链线速快的速率差。

上、下压辊的速度又应比上下链带的速度快些，这样，也可消除芦苇在链辊与压辊之间阻塞不前的现象。同时，由于拉得紧，切料的合格率可以提高。

综上所述，上链线速比下链线速快，是为了进苇顺利和退苇方便。下压辊线速比上压辊线速快，是为了抵消上下链的速率差。压辊线速比链带速度快，是为了防止芦苇的阻塞。

(4) 胶带运输机的速度也应与链带速度相配合。胶带运输机的速度，不宜超过上链速度，也不宜超过下链速度太多（一般快 1~1.5 米/分），否则，胶带运输机上的苇子会被顶斜，结果影响苇片合格率。

(5) 胶带运输机上的苇子或芒秆必须“平整”、“均匀”和“顺直”。所谓“平整”是指厚薄一致。“均匀”是指苇子一束搭上一束，既没有间断，又没有顶撞。“顺直”指的是苇子在槽内不“打横”，也不走出槽子外面来。

为了进一步提高切苇机的生产能力，我国某苇浆厂与有关造纸机械制造厂合作，制造了五刀切苇机，生产能力提高到 30 吨/时。五刀切苇机的特征是：

刀盘直径 $\phi 2400$ 毫米（四刀切苇机为 $\phi 2000$ 毫米）

飞刀轮转速 300 转/分（四刀切苇机为 250 转/分）

苇层压实厚度 240 毫米（四刀切苇机为 160 毫米）

由于苇层压实厚度大，苇捆可不需剪腰与挑叉，直接进切苇机切成苇片。

3. 筛选与除尘

从切苇机切出来的苇片，往往夹有苇膜、苇鞘、苇穗、苇末和尘土等，这些杂质均对蒸煮过程和纸浆质量产生不良的影响。因此，必须在切苇后加以筛选与除尘。

目前使用的筛选与除尘设备有下列几种：

(1) 旋风分离器：从切苇机出来的苇片或芒秆片，一般先经旋风分离器进行初步的

除尘，但只能除去细小的尘埃，不能将苇膜、苇末等分开。若风速过大，则连苇片也能带走。此外，旋风分离器外筒直径与内管直径之比值，也影响旋风分离器的分离作用，比值在 2 以下的苇片流失少。

(2) 圆筛：经旋风分离器初步除尘的苇片，一般再通过圆筛进行筛选，进一步除去尘埃。现时采用的圆筛为定型设备 ZGS 1 型圆筒苇片机，是 ZCQ 11 型刀盘切苇机的配套设备。但苇穗、苇膜、苇末等轻质杂质仍难除去。

(3) 风选机：苇片风选机的结构如图 1-1-45 所示。

风选机由螺旋推进器、插板、唇板、风扇、山背及打料板等组成。一台风选机，至少具有两套自唇板以下的除尘部件组合而成。图 1-1-45 为两套这样的部件组合成的风选机。风选机也是制浆造纸设备定型产品。ZCS 11 型草片风选机也是 ZCQ 11 切苇机配套设备。

风选机的除尘作用在于，利用苇片与苇末、苇膜、苇穗及尘埃的比重或重度不同，以一定风压、风量吹送时，使比重轻的苇膜、苇穗、苇末及重度小的尘埃粒子，越过山背 6 进入集尘室，由抽风机通过吸出口 11 抽走。比重稍重的苇鞘及重度较大的短苇片，即使越过山背，也落入集尘室隔板内侧，由底部排出口 10 排出。

目前，这种风选机的设计未能达到上述要求。最近，上海轻工业设计院与汉阳纸厂合作，进行了改进风选机的试验。试验发现，现有风选机的风速和风量均选择不当，若选择得当，是能够将苇片和苇穗、苇鞘分离开来的。另外，原风选机是在正压（即用吹的方式）下运转，尘土飞扬，污染环境，影响工人健康。若能改为负压运转，即采用抽吸的方式，则可大大改善劳动条件和环境卫生。因此，为风选机的改革找到了方向。最近，我国某轻工设计院根据上述原则，设计了百叶式苇片除尘机，正在某新建厂安装，准备进行生产试验。

应当注意，芦苇和芒秆水分大时，任何筛选除尘设备都是不能发挥作用的。因此，芦苇和芒秆的贮存，必须非常注意。

经旋风分离器和筛选设备分离出来的尘埃，都要送集尘室和水膜除尘器进行处理，以免影响环境卫生。

经筛选除尘后的苇片，可直接风送或用胶带运输机，送到蒸煮车间使用。

(三) 竹子的备料

竹子的备料比较简单，一般只需经过切片与筛选，即可送蒸煮使用。有些厂甚至不经筛选，直接送蒸煮使用。

现时使用的竹材有：脱青竹片、竹丝、小杂竹、大原竹等，一般以小杂竹使用最

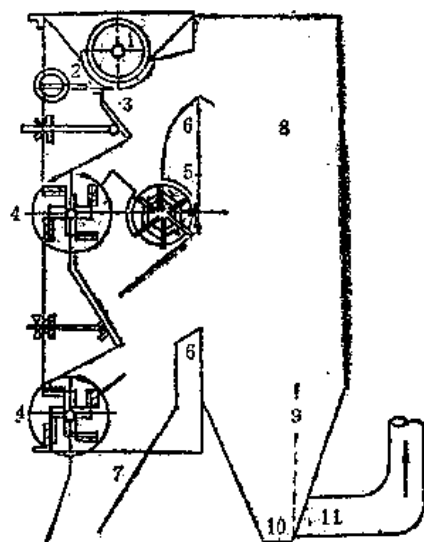


图 1-1-45 苇片风选机侧视图
1—螺旋推进器 2—插板 3—唇板 4—风扇 5—打料板 6—山背 7—好苇片漏斗 8—集尘室 9—隔网 10—回
收苇鞘出口 11—尘埃吸出口

1. 切片

Technical drawing of a mechanical device, likely a paper mill component, showing a large circular structure with various rollers and a motor. Labels include '驱动刀盘电机' (Drive Knife Disc Motor), '驱动喂料机构电机' (Drive Feeding Mechanism Motor), '上轧竹棍' (Upper Rolling Bamboo Stick), '下轧竹棍' (Lower Rolling Bamboo Stick), '内径350 x 400' (Inner Diameter 350 x 400), and '265转/分' (265 RPM). Dimensions are provided for various parts, including a total height of 470 and a base width of 152.

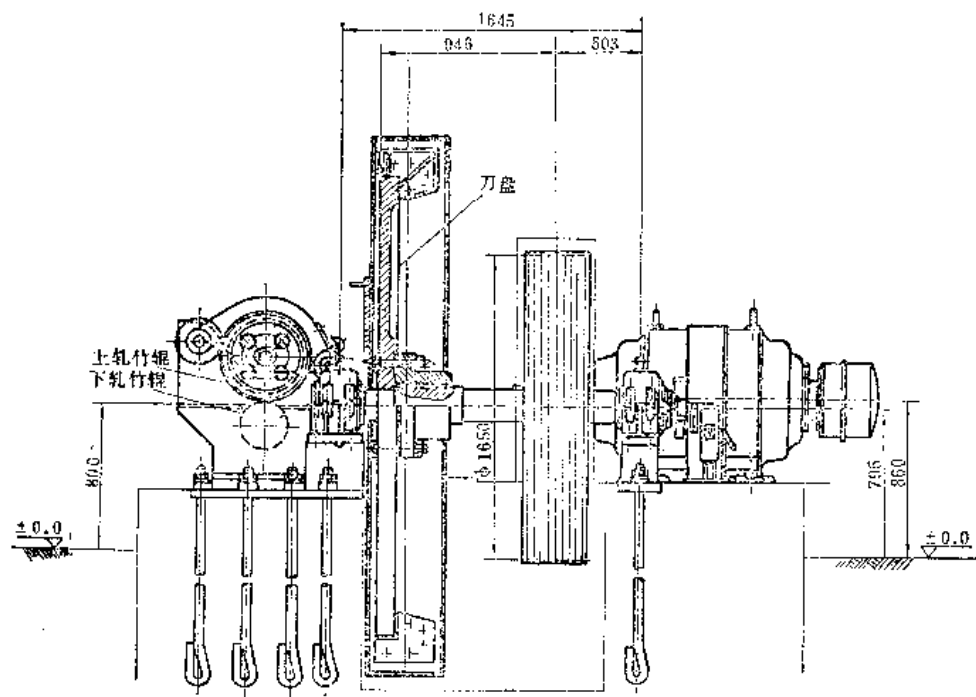


图 1-1-46 ZMX 13 型刀盘切竹机

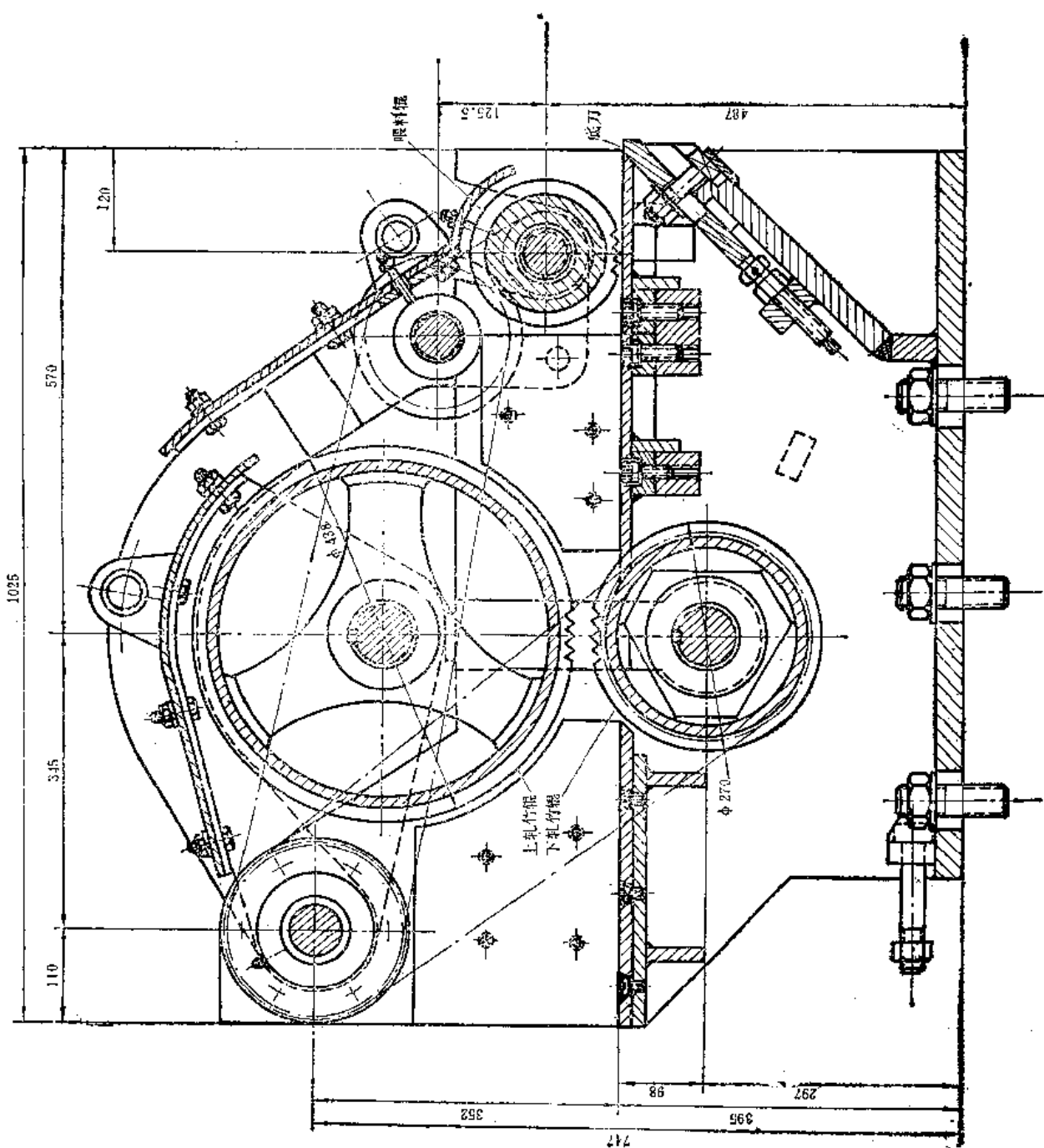


图 1-1-47 ZMX 13 型刀盘切竹机喂料部分

喂料辊（上辊 $\phi 200$ 毫米，下辊 $\phi 165$ 毫米）。使用时要注意底刀板与下喂料辊的相对位置，若是底刀板高于下喂料辊面，则喂料困难，影响切料速度。江西某厂曾将底刀板适当放下一些，使低于下喂料辊面，并把下喂料辊直径，加大到 $\phi 175$ 毫米，这样改装后，喂料顺利，切竹速度加快。另一种是生产能力为7~10吨/时的ZMX 13型刀盘式切竹机，其结构与原木削片机很相似，只是喂料部分有所不同。图1-1-46为ZMX 13型刀盘式切竹机，其喂料部分（图1-1-47）具有一对轧竹辊和一个喂料辊，一般都是水平喂料，而且与刀盘垂直。因此，切削出来的竹片没有斜度。竹片的长度一般为10~15毫米，主要由喂料速度与刀盘切削速度来调节。

为了提高竹片的合格率，切竹时应头尾搭接，均匀送料，避免发生空刀。喂料不宜太厚，应不超过30~40毫米。 $\phi 150$ 毫米的大原竹喂料时不应同时进料两根以上。原料水分不宜太高，以不超过15%为宜。

此外，切竹前若能用轧竹机将竹轧裂，筛选时将压碎的竹节筛去，实践证明，在同样条件下蒸煮所得竹浆的物理强度和洗涤性能均较未经轧裂的好，黑液含硅也低，这是值得注意的。

2. 筛选

刀辊式切竹机的配套筛选设备是双层振动筛。有些厂不进行筛选，直接送蒸煮使用。在采用或不采用振动筛进行筛选时，订购刀辊式切竹机都要注意出料胶带的高度。在采用振动筛进行筛选时，出料用刮板胶带运输机高度3米。不进行筛选时，出料可用胶带运输机，高度只要1米。

二、蔗渣的备料

蔗渣的备料，主要是除髓问题。

甘蔗在糖厂经压榨取出糖汁后，留下的蔗渣大约含有50%左右的水分和少量的糖分。这些水分和糖分在蔗渣贮存过程中，由于自然发酵产生的热量，而很快的降下来。为了满足贮存的要求，蔗渣可以先打成包才贮存。由于蔗髓对造纸和制人纤浆粕没有什么好处，反而会带来许多麻烦，因此，最好在打包前先除髓。现在，许多糖厂都先除了一次髓，才打包贮存。

糖厂除髓（第一次除髓）打包后的蔗渣，送到纸厂贮存一段时间以后，供生产使用。这时，蔗渣中的水分，已经下降到25%以下，糖分已基本耗尽。这样的蔗渣，在使用前，还需要再进行一次除髓（第二次除髓）。这次除髓，可以是干法除髓，也可以是湿法除髓。在除髓前，必须把蔗渣包松开（叫开包），然后进行除髓。

（一）蔗渣包的破碎开包

贮存的蔗渣包，蔗渣已压得很紧，在除髓前必须进行开包。现时用来开包的定型设备有ZGK 1蔗渣开包机，俗称双辊破碎机。它是由不同转速、转向相反（均为向心转动）的两辊构成，辊子上有许多“羊角”用以破碎蔗渣包。开包后的蔗渣即送去进行除髓。

（二）干法除髓

干法除髓一般仍用锤磨式除髓机。目前国内新设计的T 50601型和T 50602型

$\phi 1000 \times 1500$ 毫米锤击式蔗渣除髓机适用于水分 50% 以下蔗渣的除髓，已代替 GTⅢ A 型锤磨式蔗渣除髓机。图 1-1-48 是 T50601 型锤磨式蔗渣除髓机的结构示意图。

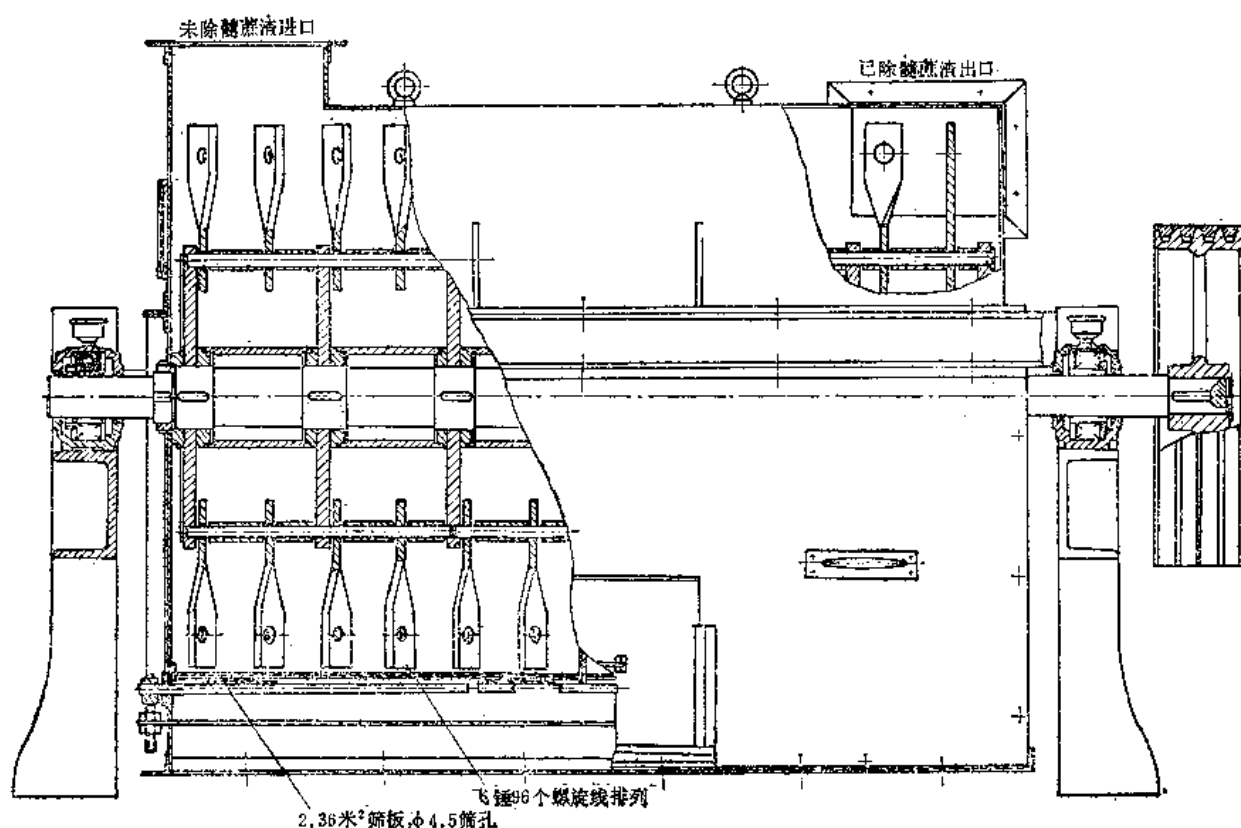


图 1-1-48 T50601 型($\phi 1000 \times 1500$ 毫米)锤磨式蔗渣除髓机

从图中可以看出，这种除髓机主要由转鼓、筛板和机壳组成。转鼓上有八排呈螺旋状排列的飞锤，上机壳一端上方有进料口，另一端水平方向有出料口。下机壳内有筛板，并有蔗髓出料口。当蔗渣从进料口落下后，高速迴转的转鼓带动飞锤（飞锤扭转 30° 角），把蔗渣击磨散，使蔗髓与纤维分离，同时，蔗渣在机内随转鼓迴转前进。分离后的蔗髓，从下机壳筛板筛出，除髓后的蔗渣从末端出料口排出。出料口到旋风分离器的接管应愈短愈好，过长将影响处理量和容易堵塞，以不超过 1~1.5 米为宜。蔗髓出料口也应密闭，防止蔗髓飞扬。安装时还应注意飞锤迴转时最大外圆与筛板间隙要保持 5 毫米（最大间隙不超过 10 毫米）。这种除髓机与 GTⅢ A 型除髓机的生产能力相近，其主要区别如下：

	GTⅢ A 型	T50601 型
出料口	在下机壳向下	在上机壳水平方向
飞锤	无扭转角度	扭转 30° 角
筛板面积	4.15 米 ²	2.36 米 ²
生产能力 (绝干除髓蔗渣)	2.3~2.7 吨/时	2.5~3.0 吨/时
动 力	55 kW	30 kW

根据使用单位反映，GTⅢA型使用良好，只是动力消耗大些。T50601型动力虽小些，但使用上不如GTⅢA型，主要缺点是T50601型出口风压、风量都太大，经旋风分离器卸料后，防尘困难。为此，在T50601型基础上又进行了改进。最新产品为T50602型锤磨式蔗渣除髓机，与T50601型的区别主要是：

	T50601 型	T50602 型
飞锤数	96 个	72 个
飞锤尺寸	12×70×300	14×70×286
出口处飞锤(8 个)	扭转 90°角	无扭转角度
出口形状	方形 200×270 毫米	圆形 φ259 毫米

T50602型主要由于出口处8个飞锤无扭转角度，总飞锤数又少，故出口风压、风量就较T50601型为小，有利于卸料和防尘，但空运转时风压尚有 $\approx 3.04 \times 10^3$ 牛顿/米² (30毫米水柱)，风量 ≈ 3000 米³/时，进料后风压、风量虽会有所下降，但仍需注意卸料和防尘问题。

蔗渣水分对除髓率有影响，若此时水分已下降至16~25%，除髓就较容易。T50601型(φ1000×1500)锤磨式蔗渣除髓机的除髓率可以达到16~18%。若未进行第一次除髓，则这次除髓的除髓率可以达到25~30%。此外，根据纸张质量的要求，选用不同的筛孔，掌握合理的除髓率也是非常重要的。除髓率的大小与筛孔的关系如表1-1-3。

表 1-1-3

筛 孔 直 径 (毫米)	2.5	3.0	3.5	4.0
除 髓 率 %	18~20	20~28	28~35	35~40

一般情况，控制除髓率在25~30%较好。但是，必须指出，现在这种干法除髓方法，除去的蔗髓中是含有一定量的蔗渣纤维的，除髓率愈高，纤维的损失愈大。因此，用现在这种干法除髓方法，盲目追求高的除髓率是不恰当的。另一方面，除了髓的蔗渣中还会余留一部分蔗髓，这些蔗髓很难用干法除髓方法除去。但是也要看具体情况，若糖厂压榨不是太强烈，蔗渣不是太碎，则干法除髓的效果还是较好的。这种蔗渣蒸煮时化学药品的消耗较低，制浆造纸工艺过程也会顺利，纸张质量也较好。

(三) 湿法除髓

为了弥补干法除髓不能较好地分离蔗渣纤维和蔗髓的不足，有些厂采用了湿法除髓的方法。湿法除髓往往是用在第二次除髓，第一次通常仍是糖厂的半干法除髓。

湿法除髓通常是在水力碎浆机中进行。一般是用热水，在浓度8~10%的条件下，靠水力碎浆机转动叶片和固定叶片的摩擦作用，使蔗髓与蔗渣纤维分离开来，蔗髓则从水力碎浆机中，通过筛网连续排出，蔗渣纤维则经脱水机初步脱水后到螺旋机压干至干度35%左右送蒸煮使用。不难看出，湿法除髓的效果肯定比干法除髓好，但是，设备投资及电耗等生产费用较高。我国某厂在发展湿法除髓方面，采用了黑液(残碱约3克/升)代替热水在水力碎浆机中边搅拌边通汽预煮(约40分钟)的方法，获得了良好的效果。

水力碎浆机操作是间歇式的，蔗渣经搅拌预煮后，放到中间槽，然后送到偏重式振筛除髓，同时，达到了初步脱水的目的。接着，再送到螺压机压干至干度 35% 左右，送蒸煮使用。实践证明，用黑液预煮湿法除髓，除具有一般湿法除髓的优点外，还有下列特点：

(1) 由于黑液中有残碱，预煮时达到了低碱抽提的作用。因此，蒸煮时只要用 9~10% 的碱，就能煮出硬度为卡伯价 22~28 (相当于高锰酸钾价 14~18) 的可漂浆。

(2) 预煮湿法除髓的原料，装锅量大，与碱液易于混合，蒸煮时间缩短为 1~2 小时，硬度也能稳定。

(3) 由于预煮除髓较好，蒸煮后纸浆色浅易漂，滤水性能改善，抄造过程中糊网、粘辊、粘缸现象减少，车速得以提高，质量稳定。

但是，采用黑液预煮湿法除髓的方法，也有其缺点，主要表现在：设备复杂，动力、蒸汽消耗较大，蔗髓的处理和利用困难。

综上所述，蔗渣的除髓，最好先在糖厂进行第一次除髓，打包贮存后，在蒸煮以前再进行第二次除髓。第二次除髓最好是湿法除髓，也可以仍是干法除髓。除髓率的多少要根据生产要求合理掌握。分离出来的蔗髓，可进行综合利用。我国已有厂用来生产糠醛、醋酸和醋酸钠等化工原料。有些厂直接用来作糖化饲料，发展养猪事业。

三、旧渔网、旧绳头、破布和棉绒的备料

纯麻质旧渔网和绳麻质旧绳头，一般不经预处理就可进行切断，切断后也不进行筛选，就直接送蒸煮使用。

破布的来源复杂，品种繁多，新旧不同，颜色各异。因此，首先必须人工拣选和分类。这些工作，有的在厂里集中进行，有的则分散在厂外进行。不管是在厂里进行，还是在厂外进行，都有一个需要保护工人健康的问题。因此，最好能先将破布在蒸锅内先进行蒸汽消毒。

破布经拣选、分类后，一般先经除尘再进行切断。

(一) 破布的除尘

破布的除尘，最早是用干法，即多数采用辊式除尘机处理破布，使尘土分离后由抽风机吸走，送水膜除尘器和水膜落尘室处理后排放。干法除尘过程往往很难避免尘土外扬，影响车间的环境卫生。为此，有些厂改为湿法除尘。例如山东某厂在辊式除尘机喷水，避免尘土飞扬，出辊式除尘机后送到竹帘运输带上冲水洗涤，并滤去泥水，然后送去切布机切布。有的厂则在九辊辊式除尘机中充满水，进行湿布洗涤，除尘效果很好，避免了尘土飞扬，保护了车间环境卫生。

(二) 破布(包括纯麻、麻袋片)的切断和鞋底的撕碎

破布或鞋底经除尘后，即可送切布机切断。现时采用的切布机类似刀辊式切草机。切布机与刀辊式切草机不同之处，主要是刀辊宽度较小和喂料辊中心与飞刀辊中心间距较小以适应破布喂料的特点。实际上，由于破布不象草类原料喂料的连续性好，在喂料胶带与喂料辊之间常易堵塞，往往造成传动系统损坏和基础的破坏。

在专用切布机切布时，往往需要两台互相垂直布置，以进行纵切和横切，有些厂则先用纵切机将破布纵切成长条，然后再用切布机横切成布块。有的厂直接用刀辊式切草

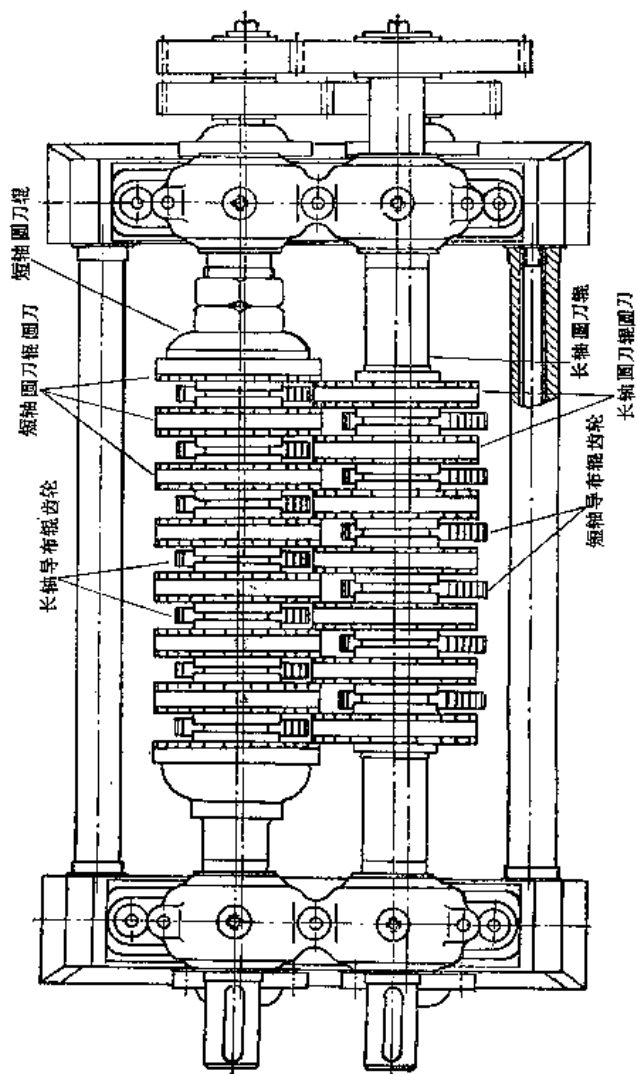
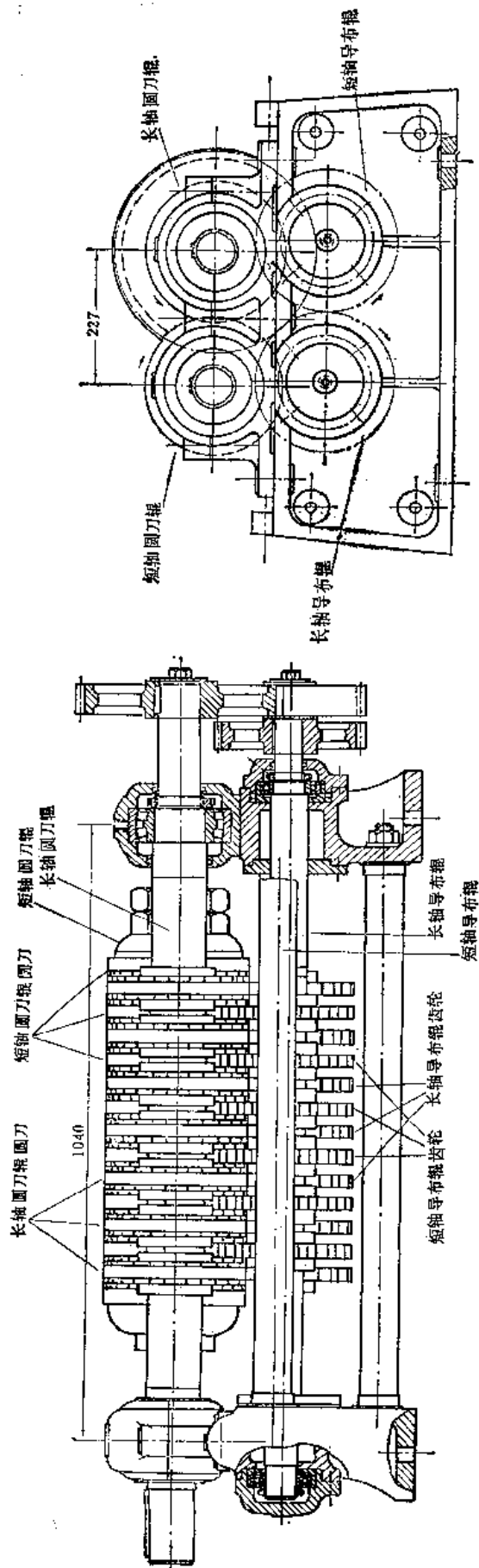


图 1-1-49 破布纵切机

机改装成切布机。为了进料方便，曾试验取消喂料辊，破布条直接由喂料胶带在回头时甩向飞刀辊，也能顺利进行切布。

破布纵切机的结构如图 1-1-49。主要由长轴圆刀辊、短轴圆刀辊、长轴导布辊和短轴导布辊等组成。长轴圆刀辊上安装有七把圆刀，每把圆刀两边均有刀齿用以裁切破布。短轴圆刀辊上也装有圆刀，与长轴圆刀辊上的圆刀相配合。但短轴圆刀辊两端的圆刀，只有一边有刀齿，其他的圆刀与长轴圆刀辊上的圆刀相同。长轴圆刀辊与短轴圆刀辊的转动方向相反，转动时互相裁切破布。在长轴圆刀辊和短轴圆刀辊下面，是短轴导布辊和长轴导布辊。长轴导布辊上有导布齿轮七个，短轴导布辊上有导布齿轮六个，相间安装，主要用来将切成的长条破布导入纵切出料运输带，而不至把圆刀缠住。据我国某厂使用经验，这种纵切机使用效果好，事故少。

鞋底除可用切布机切断外，也可用鞋底撕碎机撕碎。

(三) 棉绒的备料

来厂棉绒如已在轧花厂用清花机除去尘埃和棉子壳等杂质，则备料时只需用开棉机将棉绒包疏解开就可直接送蒸煮使用。若未经轧花厂处理，则必须采用清花机自行处理以除去尘埃和棉子壳等杂质。

第四节 木片与草片的贮存和运输

木材原料和非木材原料经备料处理以后，许多中、小型厂就直接送到蒸煮锅(球)进行蒸煮，即所谓边切料边送料。但是，大型木浆厂、大型苇浆厂和大型蔗渣浆厂由于生产调度的需要，往往需要贮存一定量的木片、苇片和蔗渣。此外，有些厂为了连续蒸煮的需要，也需要贮存一定量的木片和草片。因此，必须有相应的木片仓和草片仓。也必须有相应的进、出料仓的运输设备。

一、木片和草片的贮存

木片和草片的贮存，一般是用料仓进行贮存。国外因大量外购木片，故很多采用室外露天贮存。甚至进厂原木也有削片后进行露天贮存的。现分别介绍如下：

(一) 锅(球)顶料仓

过去的料仓，大都设置在锅(球)顶上方。其容积视备料的日工作班数和设备能力而定，一般为每锅装锅量的 1.0~2.0 倍。料仓的装料量(公斤)=有效容积(米³)×虚积重量(绝干公斤/米³)。各种原料的虚积重量与原料水分、比重和切片的规格有关。例如：

木片 130~170 绝干公斤/米³ (比重 0.35~0.48)

芦苇 100~150 绝干公斤/米³

蔗渣 64~75 绝干公斤/米³

竹片 209 绝干公斤/米³ (比重 0.7)

稻草 54~60 绝干公斤/米³

麦草 63~70 绝干公斤/米³

锅顶料仓的锥度要使其斜边与水平的角度不小于 55°，否则料片很易在料仓“搭桥”

而不易下落。

锅顶料仓的形状有四角锥形和圆锥形两种。四角锥形可以利用四壁作梁，在结构方面比较合理。而且建筑体积的利用比较经济。在外形体积相同的情况下容积较大。这样，可以降低楼层高度。缺点是下料比较困难，特别是原料规格不均匀时，问题更加突出。圆锥形料仓建筑体积的利用较差，在相同容积和楼房跨距相同的情况下楼层要加高。优点是下料比较容易，可减轻劳动强度。因为料仓的锥壁(钢板制成漏斗状)可装置附着式混凝土振动器，在装料时，开动振动器使木片(或竹片)顺利下落。但是，芦苇、蔗渣等原料的料仓，下料还是很感困难，需要人工进料仓疏通。这种料仓现正研究改进中。

料仓的闸门，一般有两种形式：一种是鳞片式的，另一种是闸板式的。前者在使用中反映较好，后者开闭不够灵活。

(二) 地面料仓

由于锅顶料仓需要较高的建筑高度，为了节约建筑投资，现时的大型料仓都建在地面，装锅时从地面料仓通过胶带运输机直接装料。由于地面料仓容易控制出料的均匀性，故容易达到均匀装锅的目的。

设置在地面的大型木片仓(见图 1-1-50)的特点是中间有垂直隔墙，这样可以避

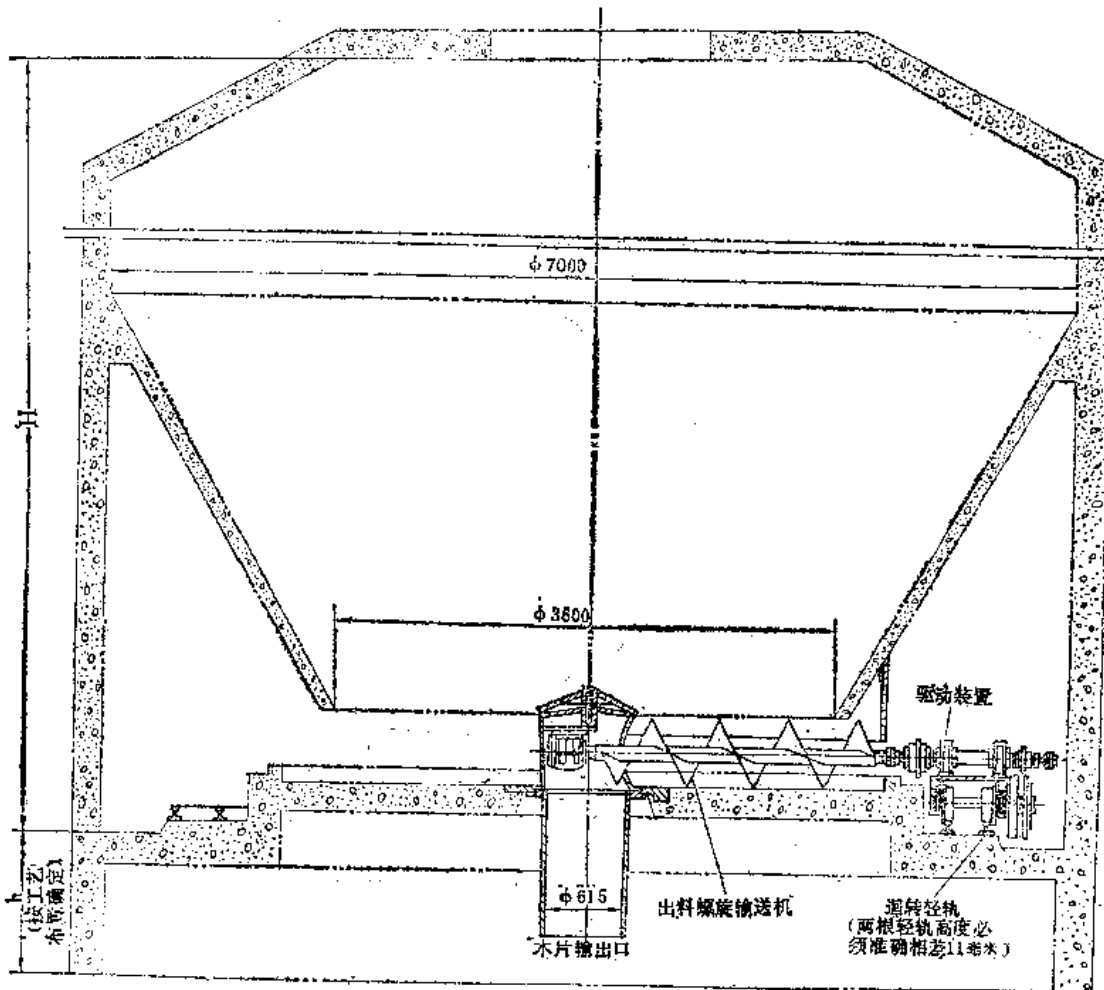


图 1-1-50 大型木片仓剖面图

免木片出料时发生“搭桥”而堵塞。其次，出料螺旋输送机（图上是一侧具有出料螺旋输送机，也有两侧均具有出料螺旋输送机的）可以沿料仓平行移动，把木片送到出料胶带输送机再转送到蒸煮锅。

另一种地面料仓是圆柱形料仓。图 1-1-51 是 QZ 1693 型 $\phi 7000$ 圆柱形木片仓。

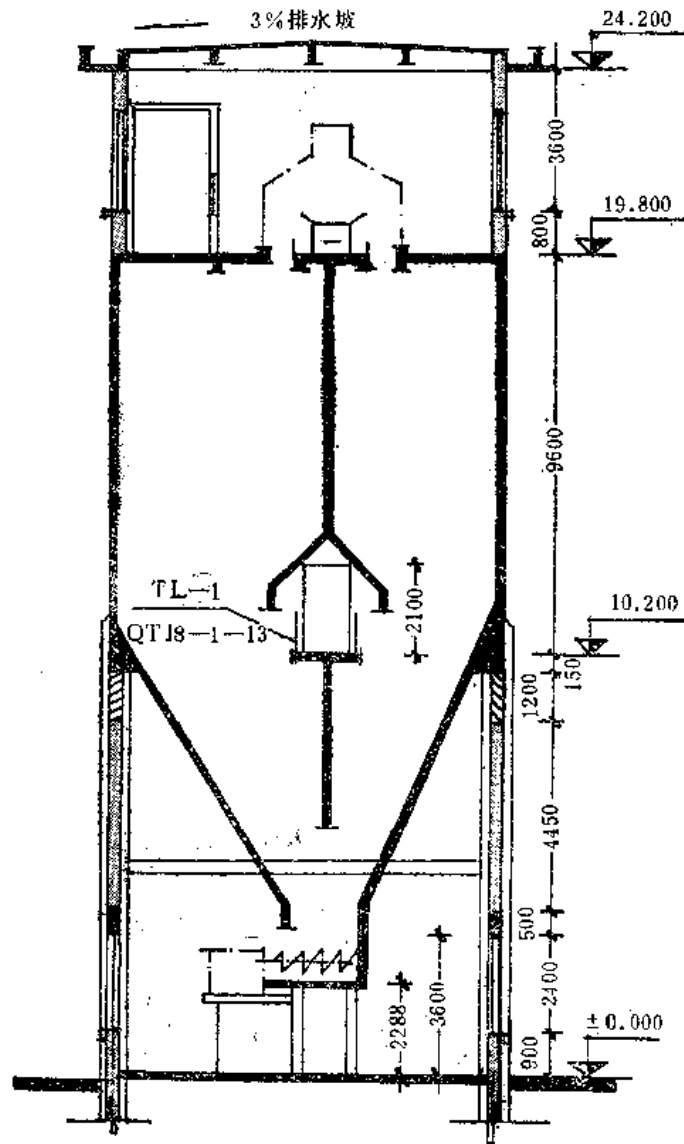


图 1-1-51 圆柱形木片仓

圆柱形木片仓的主要技术特征是：

木片仓容积(米 ³)	300	350	400
木片仓高度H(米)	10	11.3	12.6
输送螺旋规格(D/d×t)	$\phi 500/\phi 110 \times 500$ 毫米		
输送螺旋转速	59 转/分		
木片输出量	~250 米 ³ (虚积)/时		
木片输出口	$\phi 615$ 毫米		

小车行车速度

4.5 米/分

配用电机

JTC 752, 6.6 千瓦, 59 转/分

木片自顶部落入圆柱形料仓后, 由底部出料螺旋输送机将木片集中到木片输出口输出, 送往蒸煮车间。出料螺旋输送机由电机 (图中未绘出) 带动, 并同时带动驱动装置在两条轻轨上绕圆柱形木片仓迥转, 使仓内木片均能顺利地集中到木片输出口。这种木片仓的缺点是: 在寒冷地区, 仓内木片有时还有“搭桥”现象, 需用蒸汽冲击, 以破坏“搭桥”, 便于木片输出。

这些大型料仓主要适用于木片的贮存。对芦苇、蔗渣的贮存, 主要是出料困难。因苇片、蔗渣在料仓中很易“搭桥”, 正在进行改进中。

(三) 连续蒸煮配套料仓

为了连续蒸煮的需要, 木片或草片必须做到连续、均匀、准确地给料。因此, 在连续蒸煮器前必须有相应的能连续、均匀、准确给料的料仓。

国外大型连续蒸煮设备采用大型木片仓由圆盘给料器均匀给料。国内蒸煮木浆采用连续蒸煮的不多, 且规模很小。上海某厂自行设计了小型木片(刨花片)仓, 采用类似大型木片仓的螺旋出料器达到均匀给料的目的。我国中、小型连续蒸煮草浆厂较多, 对料仓的设计有几种格式, 主要有:

1. 蔗渣活底料仓

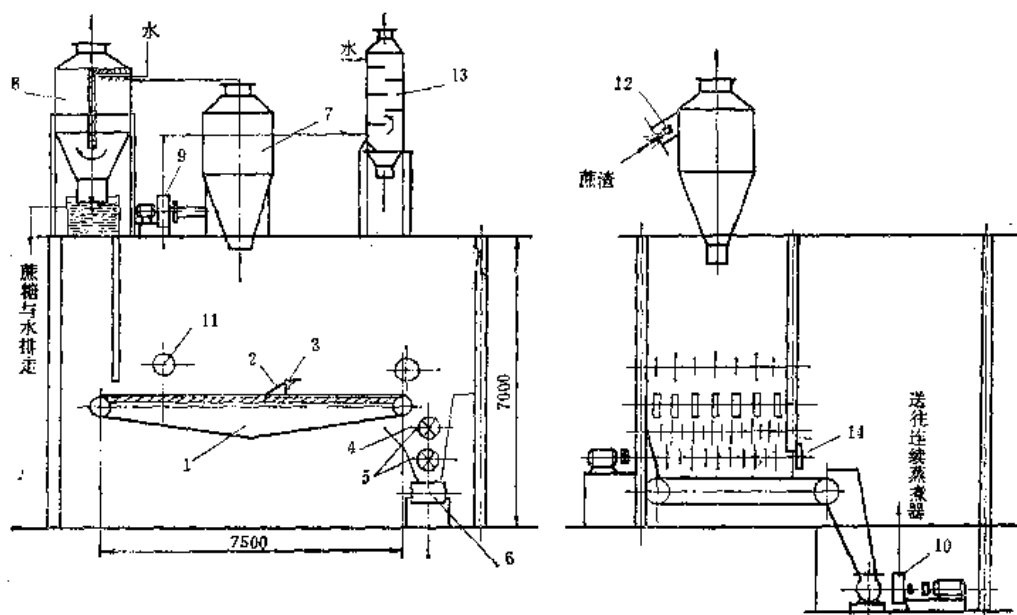


图 1-1-52 蔗渣活底料仓示意图

1—链条 2—钢板 3—角钢 4—料斗 5—搅拌轴 6—刮板输送机 7—旋风分离器
8—水膜除尘器 9—塑料风机 10—750 毫米风机 11—破“搭桥”轴 12—注水喷雾器
13—除尘器 14—闸板

广东某厂采用的蔗渣活底料仓(图 1-1-52), 实践证明能达到连续、均匀、准确的给料。料仓长 7 米, 高 3.7 米, 宽 3.5 米, 总容积 60 米³, 充满系数约为 60%, 生产时可容纳绝干蔗渣 4 吨。备料车间的蔗渣用风机送到料仓顶部的旋风分离器落入料仓。料仓底

有七条链条，每条链条上相隔 600 毫米焊有一块纵向钢板。链条移动时，钢板有纵向拖动蔗渣的作用。在钢板上又交叉焊上一段角钢，角钢有横向拖动蔗渣的作用。这样，基本上可破坏蔗渣的“搭桥”现象。但是在落料处后面的蔗渣有时还会“搭桥”，因此，又设置了破“搭桥”辊（系轴上焊有几个 $\phi 600$ 毫米法兰的辊），必要时开动一下就可破坏“搭桥”现象。链条拖出的蔗渣落到料斗，料斗中有搅拌辊，可以防止蔗渣在料斗中“搭桥”。料斗下有刮板运输机，将蔗渣送去风机。为了能定量送出，在刮板运输机上设置了闸板，用以限制蔗渣在刮板运输机上的高度。刮板运输机是可以调速的，因此，送出的蔗渣量是可以调节的，也是可以定量的，这样就省去了回料胶带的装置。为了使风送蔗渣到料仓时能顺利落料和不发生蔗渣飞扬，因此，在料仓顶部安装了一台小风机，使料仓稍呈负压，抽出的空气与旋风分离器的尾气分别送水膜除尘器处理。这种蔗渣活底料仓，使用单位均较满意。

2. 草片活底料仓

四川某厂采用的草片活底料仓(图 1-1-53)，容积 60 米³。草片用刮板运输机送到料

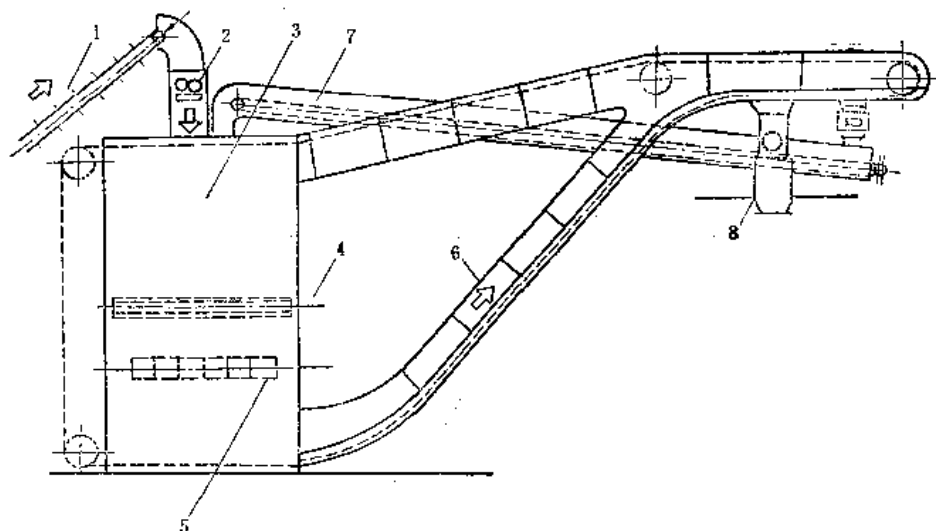


图 1-1-53 草片活底料仓

1—刮板运输机 2—草片风选除尘 3—草片料仓(60 米³) 4—松散辊 5—输送链条
(7 条) 6—刮板运输机 7—回草胶带运输机 8—草片计量器(去连续蒸煮器)

仓顶部，经简易风选机除去铁块、石块后，落入料仓。料仓底有七条活动链条，供料到刮板运输机，将草料送到连续蒸煮器的草片计量器。多余的草片由回草胶带运输机送回料仓。这种料仓在贮存麦草片时，“搭桥”现象不突出，但在贮存稻草片时，“搭桥”现象仍属严重。

3. 草片斜底料仓(往复松散机械料仓)

广东某厂采用的草片斜底料仓(图 1-1-54)，容积 100 米³。仓体上部是钢筋混凝土结构，下部则用钢板焊接而成。外形尺寸为：4×5×5 米。底板用 3 毫米钢板制作，与水平面成 20°角。整个底板支持在 12 块板弹簧上，变速电机带动偏心轮，使料仓底板起往复运动，目的是使草片移向刮板运输机。刮板运输机上有限料辊和松散辊。这种料仓能适应稻草片的贮存，下料时可不受“搭桥”的威胁。

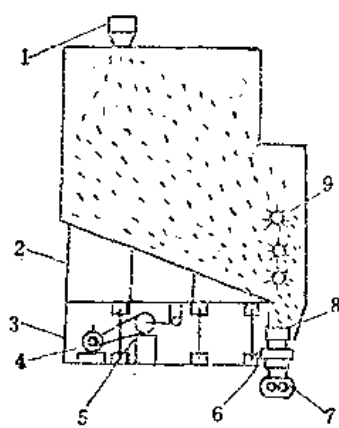


图 1-1-54 草片斜底料仓
1—旋风分离器 2—底板机架 3—板弹簧 4—变速电机 5—偏心轮机构 6—刮板运输机 7—双辊计量器 8—限料辊 9—松散辊

(四) 木片的室外贮存

五十年代以来，国外木片工业日趋发展。造纸厂外购木片做原料，现在已是非常普遍的事。造纸厂使用外购木片代替原木，有下列优点：

(1) 节约原料堆场：一般来说，木片堆的高度可达20~30米，甚至可达50米左右。而原木垛，在用吊车堆垛时高度通常仅能达到8米左右。而且在吊车轨道或柱子两侧还要留出空地。故单位面积的堆存量，木片堆比原木堆大得多。也就是木片堆可以节约原料场地。

(2) 节约劳动力和减少备料费用：木片船运或车运进厂后，一般用风送或运输带(用抓斗给料)进行上堆，比原木的运输、堆、拆垛要简单。同时，备料过程可以简化，使用前只需经过除铁和洗涤。因此，可以大大节约劳动力和减少备料费用。

(3) 不同材种的木片，易于分开堆放。

(4) 木片堆较散堆的原木易于计量。

(5) 贮存木片，不致因备料发生事故而影响生产。

(6) 新伐原木在林场就剥皮和削片，较原木运厂后剥皮和削片损失少。

但是，使用外购木片也有如下缺点：

(1) 木片易于受到污染，投入生产前须经适当处理(一般需经洗涤)。

(2) 在刮风时影响附近环境卫生。

(3) 木片室外贮存时间过长时，木片质量下降，对纸浆质量和得率有一定的影响。

虽然存在有上述缺点，毕竟优点还是较显著的。因此，国外使用外购木片制浆已愈来愈得到发展。有些厂甚至外购原木来厂后，也削成木片室外贮存。我国也有少数厂使用外购木片，但用量不多，尚未在室外贮存，因此，上述缺点尚未暴露。针对上述缺点，国外正在研究改进木片室外贮存的方法。

木片堆放场的结构与原木场的要求相似，必须严格注意。

木片的成堆工具和厂内运输工具，常用的有风管和运输带两种。木片堆到一定高度时，要用履带式推土机尽量推平并压实，一层一层地加高，一层一层地压实。最后，使堆的顶部保持较大的平坦面积。推平压实的目的，一方面增加单位面积的堆存量，同时，使木片堆表面的碎屑木片不致被风吹散，影响附近环境卫生。堆土机还有一个收边和将木片推到运输带或风管入口周围的作用，可节约人力。

不同材种的木片，应分别堆存，尽量避免混杂。如两种不同材种的木片堆离得较近，可用墙或其他方法(如用铁丝网)隔开，以免掺混。在使用木片时，应按进厂先后顺序使用，以免存放时间过长木片发生霉烂变质，影响纸浆得率和质量。为便于按顺序使用，木片堆以堆成长条为宜。

木片堆的高度，主要根据堆存数量而定。堆得越高，占地面积越小，受外界污染的影响较轻，但对周围环境的污染可能要严重些。所以，在总体布置选择堆场位置时比原

木场要复杂些。至于堆得太高太多，对于堆内的通风、发热以及防火等问题则无显著的影响。

对木片堆内部的物理变化、化学变化、生物变化和由此引起的木片霉烂变质情况，从五十年代以来，不少人曾进行过大量的研究。目前对木片霉烂变质所能采取的措施有：

(1) 采用塑料薄膜复盖。

(2) 采用药物防腐。主要的药物有：

① 绿液稀释液：浓度为 Na_2S 0.76%， Na_2CO_3 3.0%。

对绝干木片用量 Na_2S 0.36%， Na_2CO_3 1.38%。

② 硼砂：对绝干木片用量为 0.29%。

由于这些药物的处理对以后的硫酸盐蒸煮无影响，故有实用价值。此外，还可采用一些其他的防腐剂如硫酸镍、氯酚钠等，但对以后的蒸煮无其帮助，故实用价值较小。最近研究指出采用亚硫酸氢钠（浓度 2.0%，用量 0.81%）加上 2,4-二硝基酚（浓度 0.3%，用量 0.12%）喷洒木片能起到有效的防腐作用。

二、木片和草片的输送

木片和草片都是比重不大的物料，现时选用的输送方法有下列几种：

（一）风送

即用风机通过风管输送木片或草片到料仓或蒸煮锅。在选用风机和风管大小时，主要应考虑每米³空气的物料输送量和管道中空气的速度。风送木片因木片易遭到破碎而现时很少使用。风送草片，特别是稻麦草、蔗渣等还有使用。一般采用的每米³空气输送草片量为 0.2~0.25 公斤输送。苇片达 1 公斤，最大不超过 1.5 公斤。空气在风管中的速度为 1300~1500 米/分。风机风压在 $20.26 \sim 25.33 \times 10^2$ 牛·顿/米² (200~250 毫米水柱) 之间。

风送草片有投资少、占地面积小、地形复杂也能使用等优点。但也存在不少缺点，如：动力消耗大，管道易磨损，草片(或木片)水分大时易堵塞风管，排风不良时飞尘较多影响环境卫生等。因此，新建厂在可能条件下应尽量不采用风送草片或木片的方式。

（二）胶带或刮板输送

目前，采用胶带输送机输送木片和草片较为普遍。因为采用胶带运输机动力省，设备维修简单，生产能力大。但使用条件受到一定限制，即只宜在倾斜度 18°角(草片)或 20°角(木片)以下才好使用。因此，采用胶带输送机时必须有足够的距离。如果场地受到限制时，则可以采用刮板输送机，因为刮板输送机的倾斜角可以达到 45°角。此外，在选用胶带输送机时，还必须考虑胶带的宽度和速度应适应生产的要求。这方面可以查阅《制浆造纸设备定型产品目录》。

（三）斗式提升机

在场地受到限制，必须垂直输送木片或蔗渣时，可采用斗式提升机。选用斗式提升机时主要应考虑满足输送量的要求。造纸厂专用斗式提升机，可查阅《制浆造纸设备定型产品目录》。

（四）埋刮板输送机

埋刮板输送机是近年来才引用到造纸工业来的新型输送设备。它可以水平输送，也可以垂直输送，又可以倾斜输送。并且可以水平、垂直（或倾斜）联合起来完成输送任务。能输送的物料种类很多，在造纸厂目前主要用来输送木片。图 1-1-55 为水平与倾斜联合的埋刮板输送机示意图。

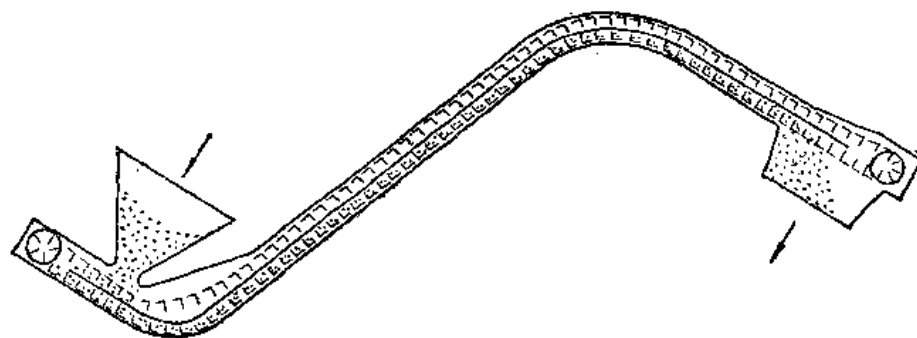


图 1-1-55 埋刮板输送机示意图

埋刮板输送机中采用的刮板形式种类很多，常用的为 U 形刮板，可以用来输送木片。

采用埋刮板输送机可以代替胶带运输机和斗式提升机，其优点为：

- (1) 密封性好，对环境污染少。
- (2) 结构简单，重量轻，体积小，制造容易，维修方便，刮板链条不必润滑。
- (3) 安装简单，特别是在高空作业安装中，由于机器本身重量轻，又为箱形断面，本身刚性好，只需要简单的支承，节省了运输机的走廊。
- (4) 运输较平稳，物料损失少，运送物料量稳定，可以作为定量给料机用。
- (5) 可以按厂房建筑条件及工艺流程要求，在同一平面内较灵活地弯曲，合理地布置。并可以实现任意多点加料和多点卸料。

由此可见，埋刮板输送机有很多优越性，但应仔细考虑工厂的具体条件，不可一概而论。

主要参考文献

1. 轻工业部第一设计院编：造纸原料场总图布置设计参考资料，1973 年 4 月。
2. 中华人民共和国轻工业部编：制浆造纸设备产品目录(上册)，1976 年 2 月出版。
3. E. L. Crowley: Tappi 44, № 8:175 A(1961).
4. R. M. Buecher: Tappi 44, № 8:178 A(1961).
5. Tappi 54, № 7:1140(1971).
6. Tappi 54, № 4:555(1971).
7. Tappi 59, № 1:108(1976).
8. E. L. Springer: Tappi 60, № 2:93(1977).

第二章 碱法蒸煮

第一节 概 述

一、碱法制浆的分类与发展

碱法制浆就是用碱性化学药剂的水溶液处理植物纤维原料，将原料中的木素溶出，尽可能的保留纤维素与不同程度的保留半纤维素(根据浆种而定)，使原料纤维彼此分离成浆。

按所用蒸煮化学药剂的不同，目前常用的方法有石灰法、烧碱法(又称苛性钠法、苏打法)及硫酸盐法。此外，尚有少数工厂以纯碱(碳酸钠)作蒸煮剂及用于生产精制浆的预水解硫酸盐法，近年来正在研究和发展的有多硫化钠法、硫化氢-硫酸盐法、氧碱法、氨法及绿液法等等。冷碱法也属于碱法制浆，但它属于化学机械浆一类，留在第五章中介绍。本章主要介绍烧碱法及硫酸盐法，其他方法仅做简述。

约在两千年前，我们的祖先就曾用草木灰浸出的“草灰水”(含有 KOH 、 K_2CO_3) 来制浆，实际上这是碱法制浆的开端。

石灰法制浆是一千多年前我国发明的。蒸煮所用的化学药剂是石灰乳液，其有效的化学成分为 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 。此法目前除了应用于手工纸的生产外，在某些机制纸厂，尚用于处理稻草以生产纸板及蒸煮棉浆、麻浆等。由于 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 碱性弱，蒸煮中脱木素能力很小，蒸煮所得的稻草浆粗糙僵硬。但蒸煮破布、废棉时，脱色、脱脂、去油污及麻类脱胶能力甚强。为了提高蒸煮质量，有时加入少量的纯碱或烧碱。但此法不能用于处理木化植物以生产漂白浆，对处理不含木素的破布、废棉比较适宜，不仅成本低，且白度、强度好。

在公元 1800 年，库普斯(Koops)以稀氢氧化钠处理禾草得到烧碱法草浆；烧碱法木浆是布格斯(Burgess)和瓦特(Watt)于 1851 年首创。烧碱法蒸煮所用的化学药剂主要成分是 NaOH ，也有少量 Na_2CO_3 。此法主要适用于稻草、麦草、棉、麻等非木材纤维原料，也可用于蒸煮阔叶木，但针叶木一般不宜用此法，因针叶木木素含量高，用此法碱耗高、漂白困难、得率低。

硫酸盐法制浆起源于 1870 年和 1871 年依顿(Eaton)的两个专利，这两个专利提出用氢氧化钠和硫化钠的混合物对木材进行脱木素作用。达耳(Dahl)于 1879 年采用 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ 作蒸煮剂进行制浆，他发现在制浆中所造成的化学药品的损失，可通过往燃烧炉中加入硫酸钠来补偿，从而使硫酸盐法制浆的工业生产成为可能。此法所用的蒸煮液的主要成分是 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ ，也含有少量 Na_2CO_3 、 Na_2SO_4 和 Na_2SO_3 等，由于在碱回收过程中以廉价的硫酸钠作为补充药品，故称为硫酸盐法。此法应用范围很广，既适于处理针叶木，又适于处理阔叶木及草类原料，甚至质量较差的废材、枝桠材、木

材加工厂下脚料、锯末，及树脂含量很高的木材都可用此法蒸煮。最初由于硫酸盐浆强度大，成浆色深，仅适于抄制包装用的牛皮纸及纸袋纸，故又称硫酸盐浆为牛皮浆。硫酸盐法纸浆得率与强度均高于烧碱法。到本世纪 30 年代后，由于碱回收技术及漂白技术的发展，硫酸盐浆的多段漂白与预水解硫酸盐法制浆的成功应用，使硫酸盐浆不仅可抄造强韧的本色包装纸、工业技术用纸及纸板，而且可以生产高白度的漂白浆及高白度、高纯度的精制浆，尤其是硫酸盐浆强度大，特别适合于高速纸机造纸。因此，硫酸盐法制浆的发展速度大大超过了其他化学制浆法，成为目前最重要的制浆方法。据统计，1976 年全世界化学浆产量占纸浆总产量的 70% 左右，而硫酸盐法浆又占化学浆总产量的 80% 左右。下面为联合国粮农组织 1978 年统计的 1976 年世界纸浆生产数字：

机械木浆	2418 万吨
半化学木浆	775.2 万吨
化学木浆	7546.5 万吨

其中化学木浆中各种制浆方法生产纸浆产量如下：

本色亚硫酸盐浆	756.2 万吨	} 1188.9 万吨
漂白亚硫酸盐浆	432.7 万吨	
本色硫酸盐浆	3015.9 万吨	} 6228.5 万吨
漂白硫酸盐浆	3212.6 万吨	
溶解浆	475.4 万吨	

其他纤维浆 706.7 万吨

国内纸浆生产情况也是如此，碱法纸浆目前处于优势，约占纸浆总产量的 75% 左右（包括石灰法）。碱法（主要是硫酸盐法）在今后一段时间内，仍将是我国发展制浆工业的主要方法之一。新建的大、中型制浆厂，大多是采用硫酸盐法。而我国原有的为数众多的小型草浆厂，大都还是采用碱法，而且这些厂的碱回收问题有待解决。

硫酸盐法制浆也存在一些缺点：纸浆得率低，成浆颜色较深，要制成漂白木浆，需要采用技术上较复杂的多段漂白；碱回收设备复杂、投资大，虽有碱回收也仍有水域污染，蒸煮产生恶臭气体污染大气等。所以，当前硫酸盐法制浆的主要研究方向，是进一步提高得率，充分利用黑液中的有机物，减少对水域和大气的污染等。

二、碱法纸浆的特性与用途

同一种原料，采用不同的制浆方法所得纸浆特性显著不同。石灰法一般只用于处理木素含量较少的原料，制得较粗硬、成纸强度较低的纸浆，这是由于石灰法脱木素能力很小，纸浆保留木素多，矿物质含量亦高之故。用烧碱法虽可制得吸水性好、较柔软而洁白的纸浆，但其强度低于硫酸盐浆，这是由于用 NaOH 蒸煮时，纤维素降解较严重之故。硫酸盐浆的色泽较烧碱法浆深，特别是针叶木硫酸盐浆更为明显。硫酸盐浆的碳水化合物组成与得率见表 1-2-1，由表可见，针叶木硫酸盐浆得率低于亚硫酸盐浆，而阔叶木则相反，这是由于不同原料的半纤维素组成不同，其碱降解情况不同所致。

同一种植物纤维原料，用硫酸盐法制得之纸浆较用亚硫酸盐法制得之纸浆物理强度

表 1-2-1 几种原料亚硫酸盐和硫酸盐蒸煮所得纸浆各成分的得率值①

	云杉亚硫酸盐法	银桦亚硫酸盐法	赤松硫酸盐法	银桦硫酸盐法
纤维素	41 (41)②	40 (40)	35 (39)	34 (40)
聚葡萄糖甘露糖	6 (18)	1 (3)	4 (17)	1 (3)
聚木糖	4 (8)	5 (30)	5 (8)	16 (30)
其他碳水化合物与多种成分	— (4)	— (4)	— (5)	— (4)
碳水化合物总量	50 (69)	46 (74)	44 (67)	51 (74)
木素	2 (27)	2 (20)	3 (27)	2 (20)
木沥青	0.5 (2)	1 (3)	0.5 (4)	0.5 (3)
所有成分的总量(得率)	52 (100)	49 (100)	47 (100)	53 (100)

① 以绝干木材为基准计算；

② 括号内数值为原始木材的成分。

好、抗热性好，但颜色较深、不透明性较差等。

硫酸盐浆与亚硫酸盐浆在特性和化学组成上的差别，主要是由于蒸煮液浸透情况及原料中各成分在蒸煮过程中的化学反应不同，尤其脱木素反应有明显差别（见图 1-2-1），因此，反应残留物的形态、结构、组成与分布等均有所不同。

碱法纸浆的用途，视原料种类、制浆方法、纸浆硬度、漂白与否等而定。

石灰法稻草浆常用于抄制草纸板，用石灰法处理破布，质量较好的可用于某些高级纸的生产。

烧碱法纸浆一般用于抄制文化用纸。

硫酸盐法纸浆用途比较广泛。针叶木本色硫酸盐浆常用作纸袋纸、电缆纸、电容器纸、包装纸等，亦可用于制造某些特殊的纸板及工业技术用纸。针叶木漂白硫酸盐浆常用于文化用纸及其他一些用途。阔叶木与草类原料的硫酸盐浆，大多用于生产文化用纸，亦可做其他用途，如生产纸板，在有些情况下，如掺配部分针叶木浆也可生产某些工业技术用纸。预水解硫酸盐浆则可供化学加工用，也可用于制造某些特殊的纸张。

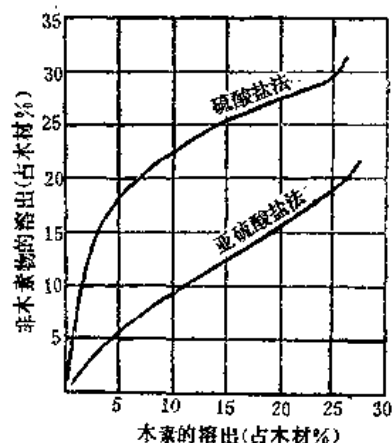


图 1-2-1 脱木素选择性的比较：
松木硫酸盐浆对云杉亚硫酸盐浆

三、碱法制浆的生产流程

如果不考虑碱回收、硫酸盐制浆的生产流程，也适用于烧碱法。图 1-2-2 与图 1-2-3 分别为硫酸盐草浆和木浆的生产流程示例。

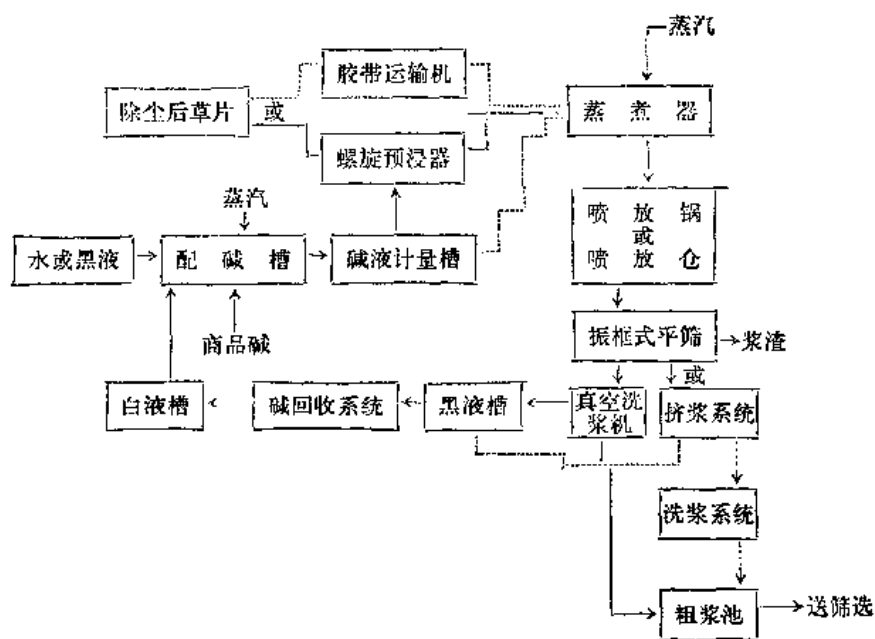


图 1-2-2 硫酸盐草浆生产流程示例

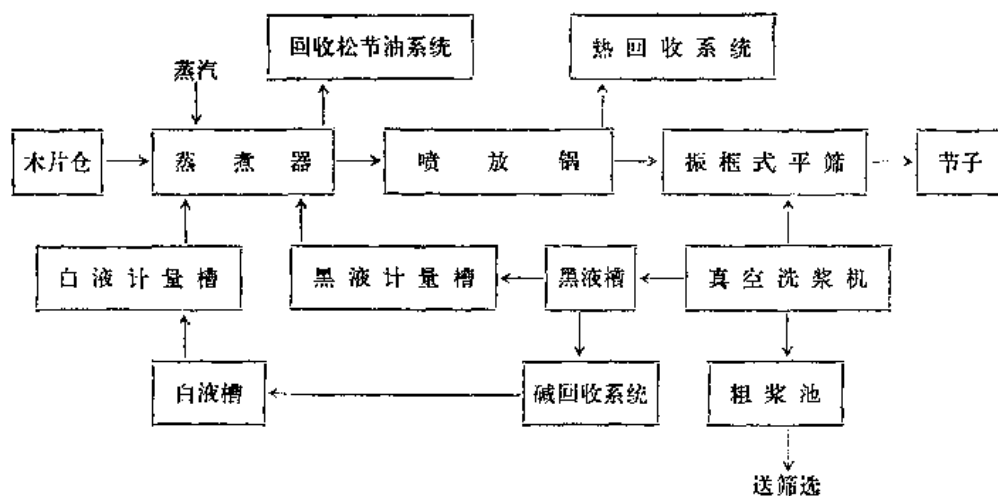


图 1-2-3 硫酸盐木浆生产流程示例

第二节 蒸 煮 理 论

一、碱法蒸煮常用名词术语

在碱法蒸煮过程中，经常碰到下列名词术语：

(一) 绝干原料与风干原料

绝干原料是指不含水分的植物纤维原料。风干原料是指水分含量为10%的植物纤维原料。

(二) 蒸煮液

系原料蒸煮时所用的碱液。通常蒸煮液是由白液和一定量的黑液混合而成，没有碱回收的纸厂，可用化工厂购买的烧碱与硫化钠配制而成。烧碱法蒸煮液的主要化学成分为 NaOH ，此外还含有一定量的 Na_2CO_3 ， Na_2CO_3 系未经苛化的成分，或是由于 NaOH 吸收空气中的 CO_2 而来。硫酸盐法蒸煮液的主要化学成分为 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ ，此外尚含有 Na_2GO_3 、 Na_2SO_4 、 Na_2SO_3 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 及其他一些杂质，这些杂质大部分系来自碱回收系统。

(三) 绿液

指硫酸盐蒸煮黑液经碱回收炉系统处理后，从碱回收炉中以熔融物状态流出，溶于稀白液或水中所得的溶液。绿液的主要成分为 $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{S}$ ，也有一定的 Na_2SO_4 、 Na_2SO_3 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 和 NaOH 。

(四) 白液

系绿液（或苏打液）用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 苛化所得的溶液，供蒸煮用的原始药液。

(五) 黑液

指蒸煮后从纸浆中分离出来的残液。黑液中通常尚含有一定的碱量，此项碱称为残碱。

(六) 总药品量

指上述碱液（蒸煮液或绿液或白液或黑液）中所含的全部钠盐，故又称总钠盐，以 Na_2O （或 NaOH ）百分含量或每升若干克表示之。

(七) 总碱量

烧碱法指 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3$ ，硫酸盐法指 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{Na}_2\text{SO}_3$ 。均以 Na_2O （或 NaOH ）表示。

(八) 总可滴定碱

指碱液中可滴定的总碱，烧碱法是指 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3$ ，硫酸盐法指 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_3$ 。均以 Na_2O （或 NaOH ）表示。

(九) 活性碱

烧碱法指 NaOH ，硫酸盐法包括 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ 。通常以 Na_2O （或 NaOH ）表示。

(十) 有效碱

烧碱法指 NaOH ，硫酸盐法包括 $\text{NaOH} + \frac{1}{2} \text{Na}_2\text{S}$ 。通常以 Na_2O （或 NaOH ）表示之，亦可用 Na_2S 表示。

(十一) 活性度

指碱液中活性碱含量占总可滴定碱含量的百分比，即：

$$\frac{\text{活性碱}}{\text{总可滴定碱}} \times 100\%$$

(十二) 硫化度

系硫酸盐法采用的术语，指碱液中 Na_2S 含量占活性碱 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ 含量的百分比，即：

$$\frac{\text{Na}_2\text{S}}{\text{Na}_2\text{S} + \text{NaOH}} \times 100\%$$

计算时 Na_2S 与 NaOH 均换算为 Na_2O (或 NaOH)。

(十三) 用碱量

指蒸煮时活性碱用量(重量)对绝干原料重量的百分比。活性碱一般以 Na_2O 表示, 但国内也用 NaOH 表示。

(十四) 耗碱量

指蒸煮时实际消耗的活性碱重量对绝干原料重量的百分比。

(十五) 液比

系蒸煮中绝干原料重量(公斤或吨)与蒸煮总液量的体积(升或米³)之比, 总液量应包括原料中之水分和加入蒸煮器内的全部蒸煮液。在纸厂生产中, 一般都规定好液比, 再计算加入之碱液量和加入的水量、黑液量。

(十六) 纸浆得率

又称收获率。纤维原料经蒸煮后所得绝干(或风干)粗浆重量对未蒸煮前绝干(或风干)原料重量的百分比, 一般称为粗浆得率。粗浆经筛选后所得的细浆的绝干(或风干)重量对蒸煮前绝干(或风干)原料重量的百分比, 称为细浆得率。粗浆得率高的纸浆, 细浆得率不一定高; 若粗浆得率高, 细浆得率也高, 则表示蒸煮过程纤维素、半纤维素降解较少, 蒸煮均匀, 纤维分离较好, 粗渣较少。

(十七) 纸浆硬度

纸浆硬度是表示原料经蒸煮后所得纸浆中残留的木素和其他还原性有机物的量, 它相对的表示原料蒸煮过程中除去木素的程度, 即所谓蒸解度。因此, 硬度大的纸浆其蒸解度低。纸浆硬度的测定是利用木素和某些有机物能与氧化剂作用的原理, 根据一定量的纸浆在特定的条件下所消耗的氧化剂的量来确定硬度的值。由于所用氧化剂的不同, 测定的条件不同, 故有多种硬度表示方法。常用的方法有:

(1) 利用高锰酸钾来测定的有: 高锰酸钾值、卡伯值、贝克曼价。

表 1-2-2

碱法蒸煮液中有关化学药品的分子量及其换算因数

化学药品名称 <i>A</i>	分子式 <i>B</i>	分子量 <i>C</i>	相当于 Na_2O 分子 量62的 重量 <i>D</i>	各化学药品换算 成 Na_2O 重量的 换算因数 $E = \frac{62}{D}$	Na_2O 换算成其 他化学药品重量 的换算因数 $F = \frac{D}{62}$	各化学药品换算 成 NaOH 重量 的换算因数 $G = \frac{80}{D}$	NaOH 换算成 其他化学药品重 量的换算因数 $H = \frac{D}{80}$
(氧化钠)	(Na_2O)	(62.0)	(62.0)	(1.000)	(1.000)	(1.290)	(0.775)
氢氧化钠	NaOH	40.0	80.0	0.775	1.290	1.000	1.000
硫化钠	Na_2S	78.0	78.0	0.795	1.258	1.026	0.975
硫氢化钠	NaSH	56.0	112.0	0.554	1.807	0.714	1.400
碳酸钠	Na_2CO_3	106.0	106.0	0.585	1.710	0.753	1.303
硫酸钠	Na_2SO_4	142.0	142.0	0.437	2.290	0.563	1.775
硫代硫酸钠	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	158.1	158.1	0.392	2.635	0.506	1.976
亚硫酸钠	Na_2SO_3	126.0	126.0	0.492	2.032	0.635	1.575

(2) 利用次氯酸盐溶液来测定的有：齐白价、恩苏法、氯价法等。

(3) 利用氯来测定的有：劳氏法。

由于上述名词术语涉及 Na_2O 、 NaOH 、 Na_2S 及 Na_2CO_3 等，在进行工艺计算时需要将这些化合物换算为某一种化学药品表示，表 1-2-2 为碱法蒸煮液中有关化学药品的分子量及其换算因数。

二、蒸煮的化学反应过程

碱法蒸煮的目的，是利用碱的作用根据不同类型的纸浆需要适当地除去原料中的木素，使纤维间结合力下降，从而削弱纤维间的结合力，促使其解离成浆或为以后通过机械处理使之解离成浆创造条件。同时使原料中的树脂、蜡、脂肪等皂化除去。在这些反应的同时，也不可避免地有纤维素、半纤维素的降解。我们研究蒸煮化学过程，就在于使我们能掌握碱法蒸煮反应的客观规律，既能有效地溶出木素，又尽可能使纤维素与半纤维素少受降解的损伤(精制浆与一般造纸用浆不同，需尽可能的除去半纤维素)，以保证纸浆的得率及强度。

(一) 蒸煮过程中总的化学反应进程

1. 蒸煮过程中总的化学反应进程的特点

图 1-2-4 与图 1-2-5 分别为云杉木材在烧碱法与硫酸盐法蒸煮中总的化学反应进程的特点。由图可见：

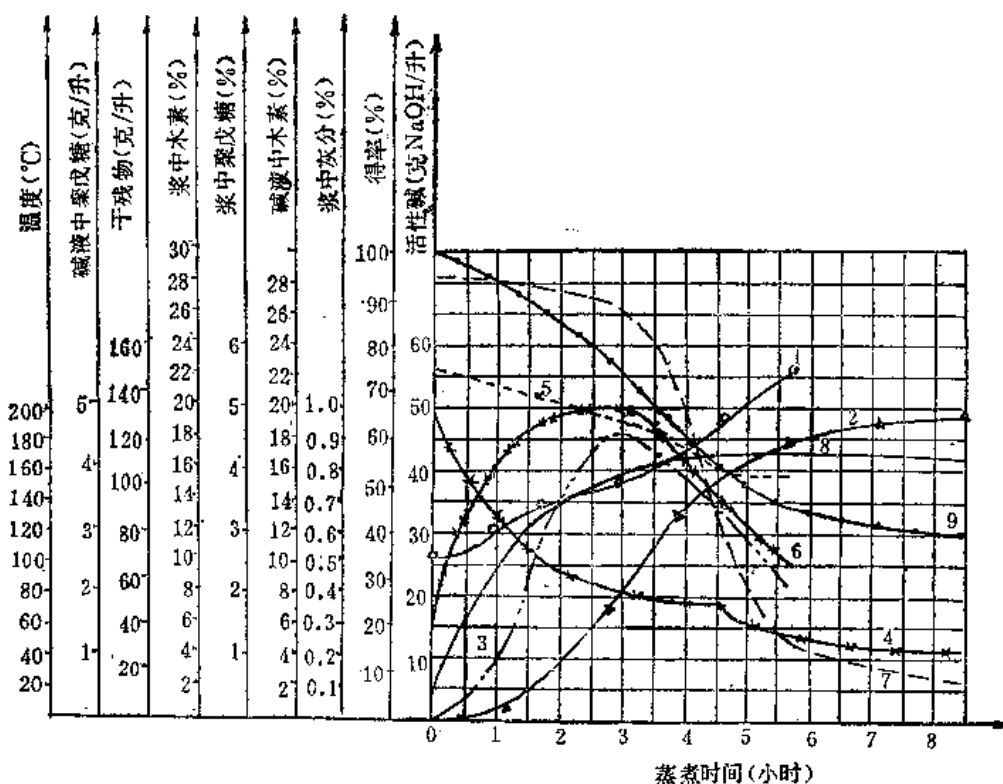


图 1-2-4 在烧碱法蒸煮中木浆的成分与碱液成分的变化

1—碱液中干残物 2—碱液中木素 3—碱液中聚戊糖 4—活性碱 5—浆中聚戊糖
6—灰分 7—浆中木素 8—温度 9—得率

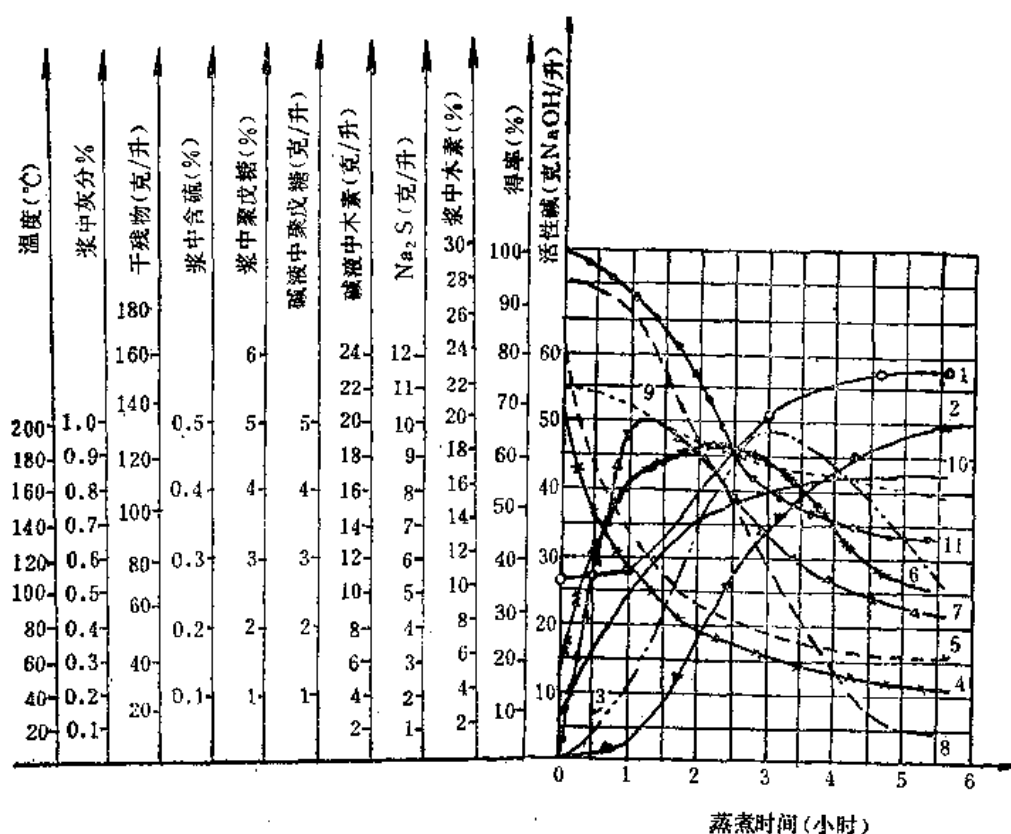


图 1-2-5 在硫酸盐蒸煮中木浆成分与碱液成分的变化

1—碱液中干残物 2—碱液中木素 3—碱液中聚戊糖 4—活性碱 5—硫化钠 6—灰
分 7—浆中硫 8—浆中木素 9—浆中聚戊糖 10—温度 11—得率

(1) 蒸煮开始的第一小时(温度 100°C 左右), 烧碱法实际上还没有木素溶出, 硫酸盐法也仅溶解了微量木素, 其实这两种方法从木材原料中约有 $6\sim 8\%$ 的物质溶解出来, 主要是淀粉、果胶与易溶半纤维素。在蒸煮至第三小时, 温度约 160°C 时, 硫酸盐蒸煮约有 60% 的木素溶解出来, 纸浆得率降至 54% ; 而此时烧碱法蒸煮, 木素才刚开始溶解, 纸浆得率为 73% 。显然, 在此之前烧碱法溶解物质主要是半纤维素。继续缓慢升温至最高温度(172°C), 两种蒸煮方法的木素溶解速率均达到最大值, 而得率曲线变化很慢, 尤其是硫酸盐法更为明显。总的来说, 在这两个蒸煮方法中, 碱与木材主要化学成分作用, 总的进程是相同的, 首先受到破坏而溶解的是易水解的半纤维素, 然后是木素, 最后是难水解的半纤维素与纤维素。

(2) 硫酸盐法与烧碱法相比, 在木材原料相同, 活性碱用量、升温时间、最高温度等基本相同的条件下, 硫酸盐法蒸煮木素溶解速率比烧碱法快。例如, 蒸煮至 5 小时 40 分时, 硫酸盐浆得率为 44.6% , 浆中木素含量为 2.23% ; 烧碱法蒸煮得率与硫酸盐蒸煮得率几乎一样, 而浆中木素含量却为 5.15% , 如要达到硫酸盐蒸煮那样的脱木素程度, 还要蒸煮 3 小时, 得率下降至 39% 。

(3) 蒸煮过程活性碱曲线的变化或多或少的平行于纸浆得率曲线(更准确地说是平行于碳水化合物溶解曲线)。这说明在碱法蒸煮中, 主要部分的活性碱消耗于中和聚糖

破坏所产生的酸性产物。在硫酸盐蒸煮中，除活性碱外，消耗于与木素反应的尚有硫化物型硫。 Na_2S 在蒸煮第一阶段消耗较快，随着蒸煮进行、木素的溶解而消耗减慢。总的硫化物型硫消耗不大，一般是木材重量的1~1.5%。聚糖与硫化物型硫没有反应。

此外，根据依尔纳(Syllner)对松木硫酸盐蒸煮过程中各主要组分溶解过程的研究，发现在松木硫酸盐蒸煮时(耗碱量为16% NaOH)，大约可分为两个阶段：第一阶段是140℃以前的时期，在该时期内，约有木片重的20~25%的物质溶解出来，其中聚甘露糖溶出量约为原有量的65%，聚木糖溶出的量约为原有量的20%，聚葡萄糖溶出量约为原有量的10%，木素溶出量约为原有量的25%，其他还有树脂等。在该时期内，碱的消耗约为总耗碱量的一半(8%)，其中：溶解聚甘露糖耗碱4%，溶解聚木糖及其他聚糖耗碱1.5%，溶解木素耗碱1%，中和有机酸耗碱约1.5%。第二阶段即140℃以后这一阶段，约有原木片重30~35%的物质溶解出来了。其中聚甘露糖的溶出量为原有量的15%，聚木糖的溶出量为原有量的50~60%，聚葡萄糖的溶出量为原有量的10%，木素溶出量为原有量的65%。而在该时期的碱耗为：溶解聚甘露糖及其他聚糖耗碱约5%，溶解木素耗碱约3%。蒸煮结果所得纸浆中应含有木素5%，聚甘露糖7~8%，聚木糖4~6%。但由于溶液中部分聚木糖又被纤维所吸附，故纸浆中聚木糖的含量实际上高达8~10%。

从这些研究看出，针叶材蒸煮初期，聚糖的溶解较快。而且，蒸煮过程中大量的碱是消耗在半纤维素的降解溶解上，按上述研究的耗碱量16% NaOH 时，消耗约10.5%的碱量与聚糖起作用，4%的碱量与木素作用，1.5%的碱量与有机酸作用。

草类原料与木材原料不同，草类原料蒸煮前期木素溶出速率要比木材原料快得多，某纸厂对稻草小型试验证明，在不同温度下用碱液浸泡草片1小时后，测定在草片中的木素残留量，在50~60℃之间时，木素已溶出一半。而蒸煮后期木素溶出速度则比前期显著减慢，因此，草类原料蒸煮应避免不适当的延长蒸煮时间，以免降低纸浆得率和强度。

2. 用罗斯图说明蒸煮过程中木素与碳水化合物总的变化趋势

罗斯图是由罗斯(J. H. Ross)提出，并首先由斯特勒普(R. K. Strapp)说明其在制浆中的应用。罗斯图适用于有两个主要成分同时被除去的原料的任何抽提处理过程。

罗斯图是应用较多的一种蒸煮算图，用它可以图解说明蒸煮过程中木素与碳水化合物总的变化趋势。将蒸煮过程看做是一个抽提过程，纤维素与半纤维素(统称聚糖或碳水化合物)可以作为一种成分，木素可作为另一种成分，蒸煮过程用化学药剂处理除去木素时，也除去某些聚糖，除去这两种物质的比例与原料种类、蒸煮液组成、温度、时间等有关。

图1-2-6为罗斯图，该图绘制方法如右：

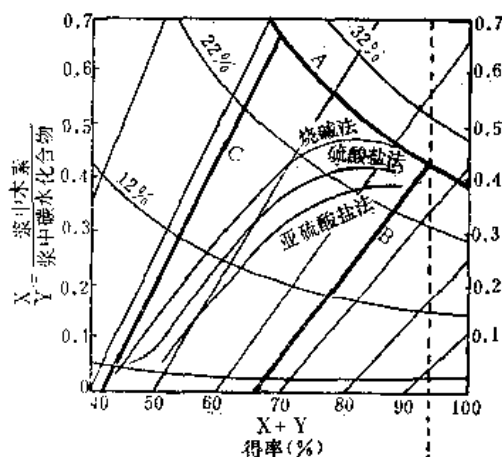


图 1-2-6 罗斯图

设 100 克木材原料, 经过蒸煮获得木材残留物(即纸浆), 含有木素 X 克和碳水化合物 Y 克。假定纸浆只由木素与碳水化合物组成, 则

$$X + Y = \text{纸浆得率 (对最初原料重量的 \%)} \quad (1-2-1)$$

由于纸浆得率及纸浆中木素量的百分数实际上是可以测定的, 故可以计算出纸浆中木素与碳水化合物的比:

$$\begin{aligned} X &= 100 \text{ 克木材煮得的纸浆中含有的木素克数} \\ &= \text{纸浆中木素含量 \%} \times \left(\frac{X + Y}{100} \right) \end{aligned} \quad (1-2-2)$$

$$\begin{aligned} Y &= 100 \text{ 克木材煮得的纸浆中含有碳水化合物的克数} \\ &= (100 - \text{浆中木素含量 \%}) \times \left(\frac{X + Y}{100} \right) \end{aligned} \quad (1-2-3)$$

$$\begin{aligned} X/Y &= \frac{\text{浆中木素含量 \%} \times (X + Y/100)}{(100 - \text{浆中木素含量 \%}) \times (X + Y/100)} \\ &= \frac{\text{浆中木素含量 \%}}{\text{浆中碳水化合物含量 \%}} \end{aligned} \quad (1-2-4)$$

以蒸煮后木材残留物(纸浆)的 X/Y 对 $X + Y$ 作图, 取 X/Y 作纵座标, $X + Y$ 作横座标。

图中的斜格线称为木素等量线及碳水化合物等量线, 它们分别由木素含量相等的点和碳水化合物含量百分比相等的点连结而成。绘制木素等量线时, 任取某一 X 值及若干相应的 Y 值, 计算出 $(X + Y)$ 与 X/Y 值作图, 得出该 X 值的木素等量线, 再取另一 X 值及若干相应的 Y 值, 可绘出另一 X 值的木素等量线, 余此类推。绘制碳水化合物等量线时, 任取某一 Y 值与若干相应的 X 值, 计算出 $(X + Y)$ 与 X/Y 值作图, 得出该 Y 值的碳水化合物等量线, 再取另一 Y 值及若干相应的 X 值, 可绘出另一 Y 值的碳水化合物等量线, 余此类推。两斜格间的距离可取木素、碳水化合物相差 10% 的区间值, 但也可以取其他区间值。

罗斯图中 A 线、B 线、C 线所围的面积, 称为“蒸煮面积”, 蒸煮面积是依据原料化学组成绘出。斯堪的纳维亚云杉的化学成分:

碳水化合物	65.8%
难水解的聚糖	8.3%
易水解的聚糖	16.0%
纤维素	41.5%
木素	28.0%
其他成分	6.2%
乙酰基	1.4%
树脂、灰分、蛋白质、未定成分	4.8%

合计 100%

蒸煮时残存木素最大值是 28.0%, 在木素含量 28.0% 的木素等量线(A)代表蒸煮面积的一个界限。同样, 残存的碳水化合物最大值是 65.8%, 在碳水化合物含量 65.8%

的碳水化合物等量线(B)代表蒸煮面积的第二个界限。假定在蒸煮时碳水化合物中的纤维素没有损失,纤维素含量41.5%的碳水化合物等量线(C)代表蒸煮面积的第三个界限。由线A右端开始至与线B相交点(虚线的右端)这一段代表完全除去的其他成分(6.2%)。其他原料的蒸煮面积绘制方法相同,其线A、B与C的界限位置将随原料的化学成分而改变。研究表明,任何原料用不同制浆方法制化学浆或半化学浆时,所得每一种纸浆的残存木素和残存碳水化合物的关系,均包括在蒸煮面积内。图1-2-6 蒸煮面积内为烧碱法、硫酸盐法与亚硫酸盐法蒸煮的比较,由图可见,在相同的 X/Y 时,亚硫酸盐浆得率最高,硫酸盐浆次之,烧碱法浆最低;在相同得率($X+Y$)时,脱木素的程度亚硫酸盐浆最大(即 X/Y 最小),硫酸盐浆次之,烧碱法浆最小。从硫酸盐法和烧碱法蒸煮变化曲线,可以看出蒸煮过程中木素与碳水化合物总的变化趋势:

(1) 蒸煮初期,曲线走向比较接近木素等量线,得率下降至82%左右,其 X/Y 值不仅没有下降,而且略有上升(烧碱法更明显),这表明得率下降主要是碳水化合物的溶解,木素溶出较少,尤其是烧碱法木素实际尚未开始溶解。

(2) 随着蒸煮的进行,得率从82%左右下降至75%左右,此阶段木素溶解速度加快,碳水化合物的相对溶出速度略有下降。

(3) 得率从75%左右下降至50%左右,此阶段木素的溶解达到最高速率,而碳水化合物的溶解速率大大减慢,所以得率下降的原因主要是木素的溶出。硫酸盐蒸煮进行至大约50%得率时,其脱木素速度下降,而碳水化合物的损失却有加速,至45%得率时与烧碱法曲线几乎交叉。

图1-2-7为芦苇与芒草硫酸盐蒸煮的罗斯图。由图可见其与针叶木蒸煮有明显区别。蒸煮开始,脱木素很快,尤其是芒草,曲线与碳水化合物等量线走向相近,碳水化合物损失较少。而蒸煮后期,芒草得率62%左右、芦苇得率52%左右时(有2%左右木素尚未溶出),再继续蒸点,得率下降很快,而木素的脱

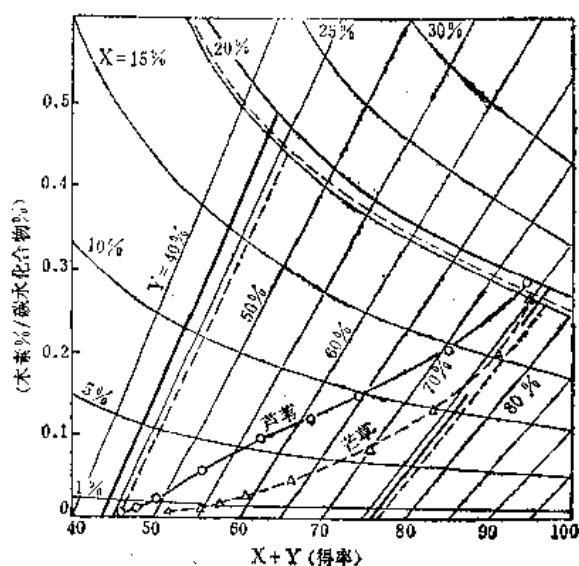


图 1-2-7 芦苇、芒草硫酸盐蒸煮罗斯图

除却很慢,所以这部分木素不应在蒸煮中除去,可用漂白方法除去较为合理。若制造高得率浆,保留木素5%(对原料),则芦苇粗浆得率为60%,其中55%为纤维素、半纤维素,芒草粗浆得率为73%,其中68%为纤维素、半纤维素。

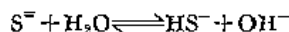
因此,草类原料蒸煮应当朝着缩短蒸煮时间,提高纸浆得率和硬度的方向发展。而延长蒸煮时间,试图靠蒸煮尽可能多的脱除木素致使粗浆硬度降得太低的做法是不太合理的。

综上所述,木素和碳水化合物在蒸煮过程的溶解是有阶段性的,这就指出了在不同蒸煮得率的情况下,纸浆的组成将是不同的,因此,纸浆的特性也有所不同。

(二) 木素的反应过程

1. 硫化钠的水解

近年特德(Teder)等通过对硫化钠水解的研究提出在硫酸盐蒸煮条件下, 硫化钠完全水解为硫氢离子(HS^-)和氢氧离子(OH^-);



研究工作是在已经证明的棉纤维素葡萄糖甙键水解速度与氢氧离子(OH^-)浓度成正比的基础上进行的。以含有不同量硫化钠的氢氧化钠溶液及不含硫化物的氢氧化钠溶液, 处理棉绒纤维素, 测定碱性水解前后的聚合度 DP_0 及 DP , 用 $\frac{1}{DP} - \frac{1}{DP_0}$ 可以确定在水解试验中葡萄糖甙键断裂的数量。以 $\frac{1}{DP} - \frac{1}{DP_0}$ 对有效碱浓度(试验后测定)作图, 图 1-2-8 为在 170°C 温度下纤维素降解与有效碱浓度(假定 S^{2-} 完全水解为 HS^- 与 OH^-)关系

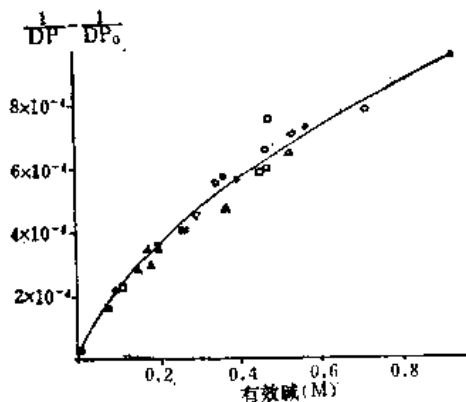


图 1-2-8 170°C 下纤维素降解与有效碱浓度的关系

硫化物的浓度: (•) 0M (•) 0.05 M
(△) 0.10 M (▽) 0.15 M (□) 0.2M
(■) 0.25 M (◇) 0.3 M

图。可以看出, 只要保持相同的有效碱, 不管加入硫化钠的量多少, 其试验结果都重合在同一曲线上, 对纤维素甙键的水解速度没有影响。这就证明了在 170°C 蒸煮条件下, Na_2S 完全水解成 HS^- 与 OH^- , S^{2-} 可以忽略, S^{2-} 水解常数 K 大于 5。

2. 木素的反应过程

在蒸煮过程中, 脱木素反应是最重要的反应, 反应的结果是木素大分子裂开, 生成碱木素或碱木素与硫化木素, 从原料中溶解出来, 接着原料纤维便分离成浆。

蒸煮过程的反应是非均相反应。其过程是, 植物纤维原料固相与蒸煮液液相之间接触, 木素在固相状态吸收碱液; 接着, 木素与 NaOH 、 NaSH

发生化学反应, 分别生成碱木素与硫化木素; 最后是碱木素与硫化木素从原料内部扩散出来, 溶于碱液中。

NaOH 与木素的作用, 主要是裂开木素结构中的酚醚键及木素与碳水化合物之间的键, 使木素大分子碎裂成较小的分子溶于碱液中。

酚型的 α -芳基醚键和酚型的 α -烷基醚键在碱中反应如图 1-2-9 所示。

非酚型 α -芳基醚键和 α -烷基醚键在碱液中是稳定的, 这是由于酚基醚化阻碍了亚甲基醌结构形成之故。

在木素大分子中大部分是 β -芳基醚键连接, β -芳基醚的裂开是木素用碱处理时主要碎裂反应。 β -芳基醚结构在碱液中作用时, 与 α -芳基醚和 α -烷基醚结构在碱作用相反, 非酚型 β -芳基醚结构的 β -芳基醚键很容易裂开, 而酚型 β -芳基醚结构却在碱液中稳定, β -芳基醚键不易裂开。但这种结构中的 α -芳基醚键和 α -烷基醚键按上述机理裂开。图 1-2-10 为 β -芳基醚的裂开反应:

从上述碱对木素大分子中酚型 α -芳基醚键、 α -烷基醚键与非酚型 β -芳基醚键的裂

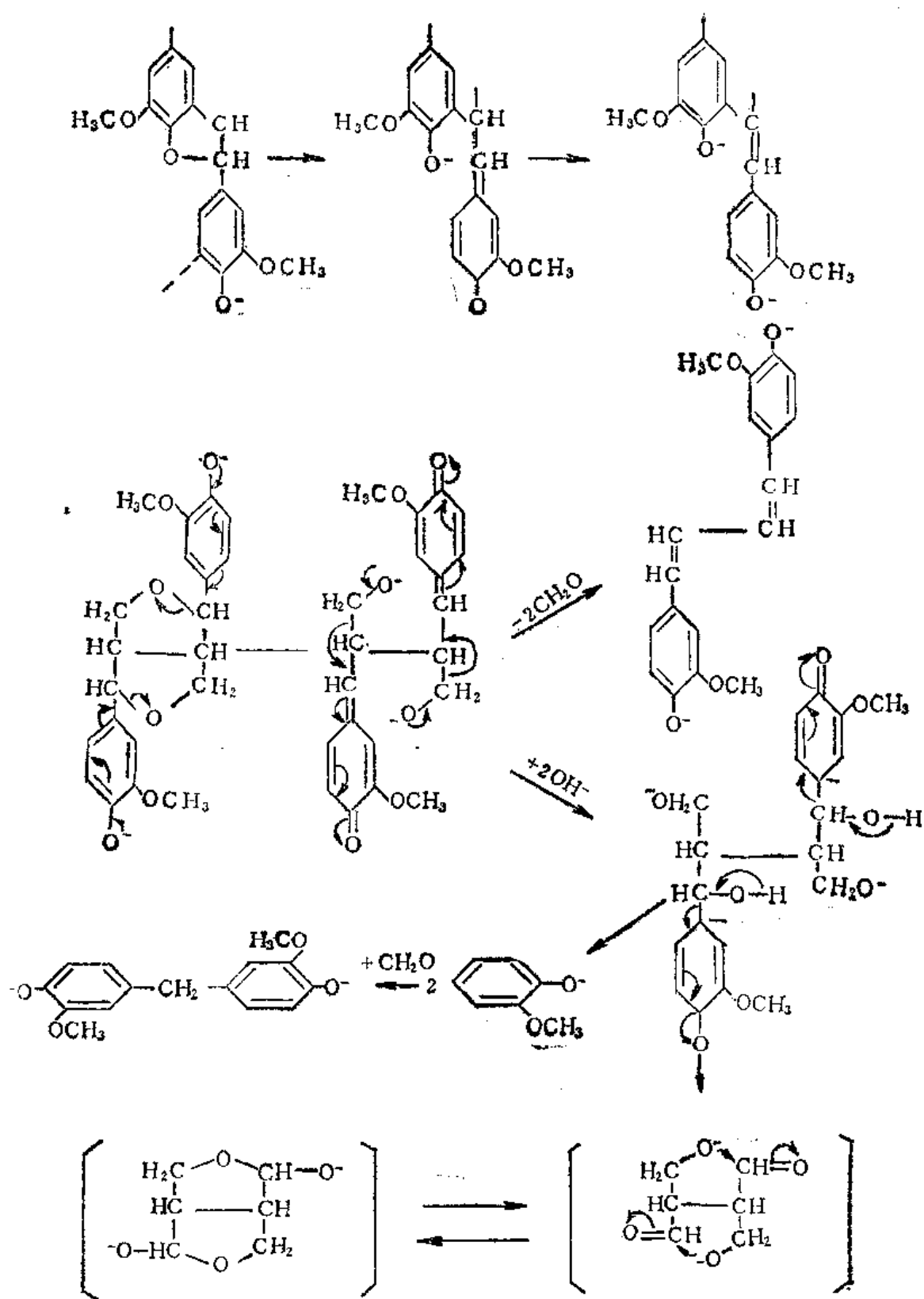


图 1-2-9 酚型的 α -芳基醚键和 α -烷基醚键在烧碱蒸煮过程中的反应

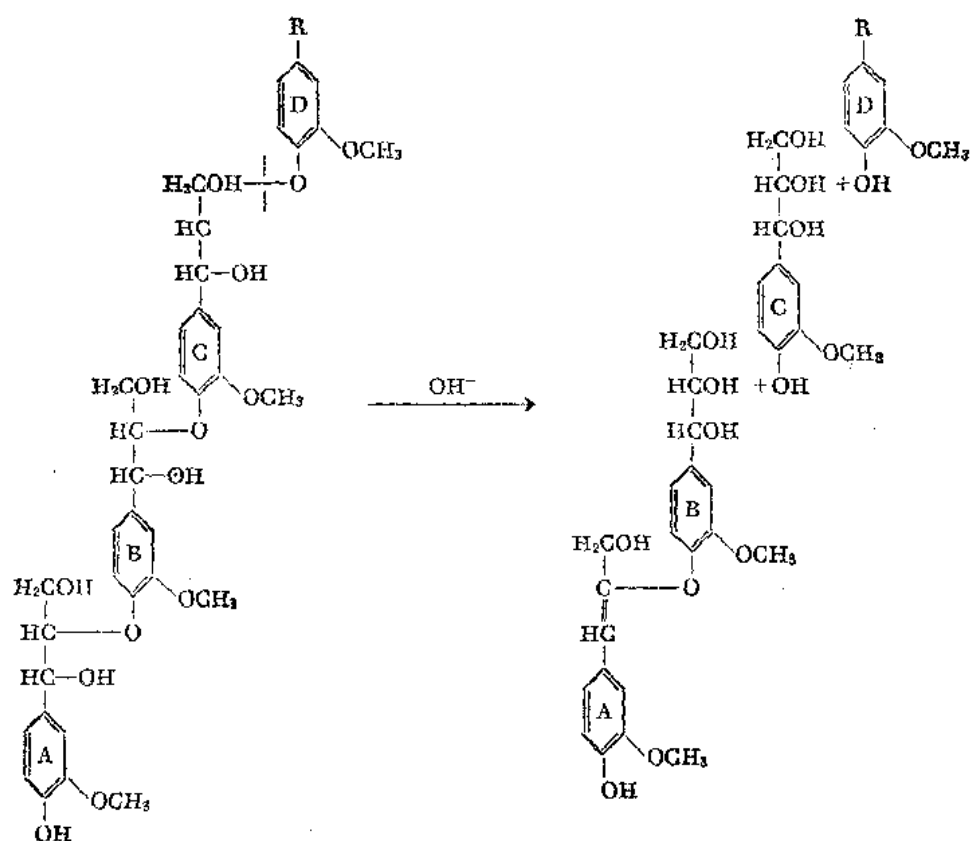


图 1-2-10 β -芳基醚的裂开 (R 为木素分子的其余部分)

开反应看出，醚键的裂开导致产生新的酚 OH，酚 OH 具有弱酸性，增加了对碱的溶解性。而且酚醚键裂开使木素大分子变小而逐步溶于碱液中。

研究表明，酚型的 β -芳基醚键(图 1-2-10 中 A 与 B)在 NaOH 作用下水解很慢，而在硫酸盐蒸煮液作用下却可迅速地几乎全部地水解，这是硫酸盐蒸煮脱木素比烧碱法快的主要原因。以愈疮木基甘油- β -愈疮木基醚(图 1-2-11 中 I)做模型物，用 2 N NaOH 在 170°C 下处理时，酚醚键只裂开 30 % 左右，而在同一温度下以硫酸盐蒸煮液处理时，几分钟就使酚醚键几乎完全裂开。盖尔勒(Gierer)等人为了说明这一差别，提出了 NaOH 与硫酸盐蒸煮液作用的机理。在硫酸盐蒸煮中，由于 SH^- 离子参加反应，生成环硫化合物(图 1-2-11 中 VII)并裂开 β -酚醚键，环硫化合物在蒸煮作用下可二聚成具有对二硫杂环己烷结构的化合物(图 1-2-11 中 IX)，此化合物在 170°C 处理时脱去 70 % 的 S，变成酚类化合物的混合物，易溶于碱液中。

在硫酸盐蒸煮过程中， SH^- 离子起着象催化剂那样的作用， SH^- 离子与木素反应生成木素的一硫化物和二硫化物，随着蒸煮温度的升高，硫能从木素硫化物中析出，再继续参加硫化反应。因此硫酸盐蒸煮中硫化物消耗较低，所得硫酸盐木素含硫也较低。

上述蒸煮机理与木素本身在硫酸盐蒸煮中的反应结果一致。当云杉木材用 NaSH 溶液在 $\text{pH} > 8.5$ 及 100°C 处理时，生成含 S 约 8 % 的“硫化氢木素 I”，将其溶于碱并以盐酸再沉淀时，失水形成“硫化氢木素 II”，含硫约 9 %。硫化氢木素 II 在 160°C 与

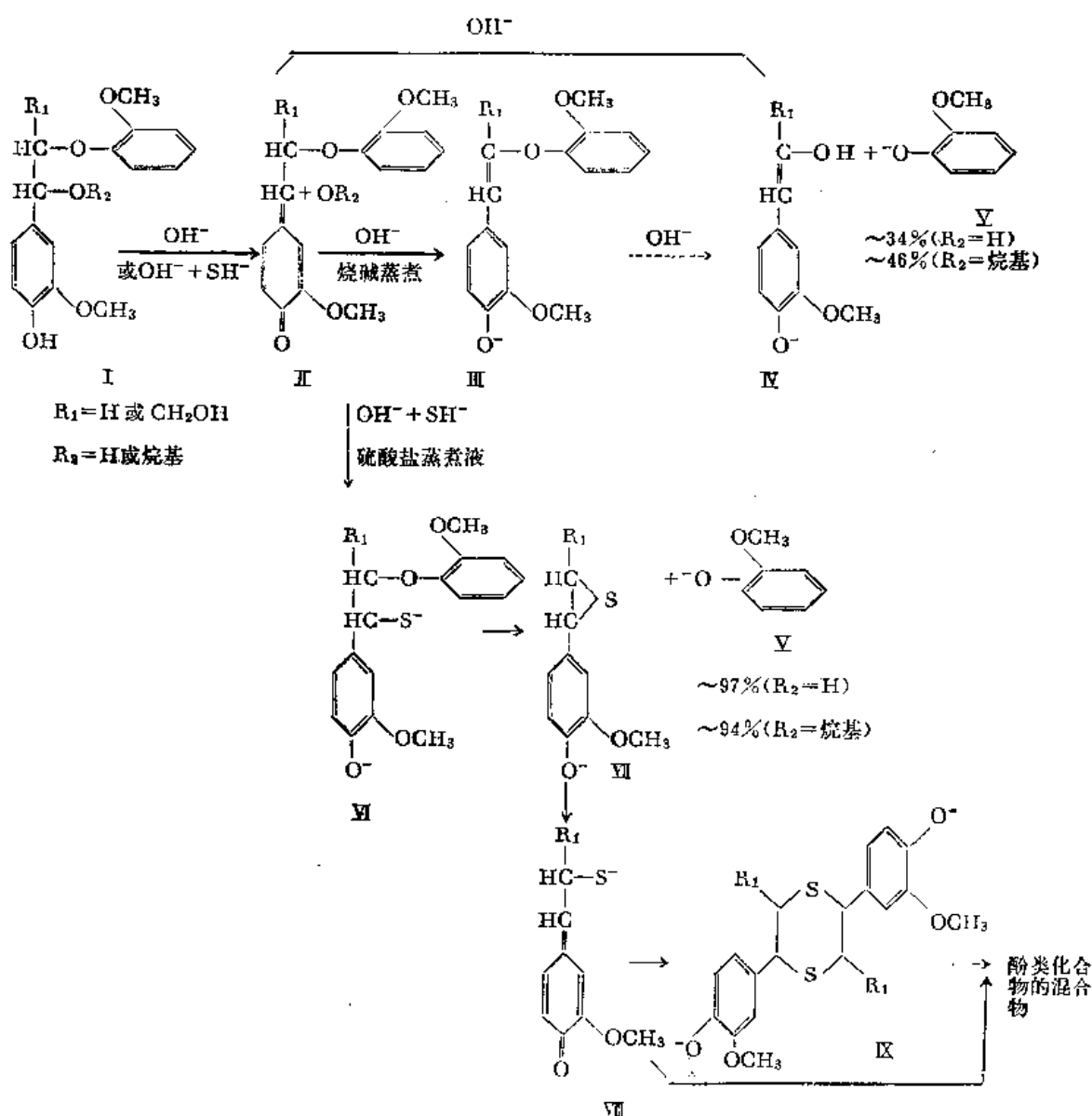
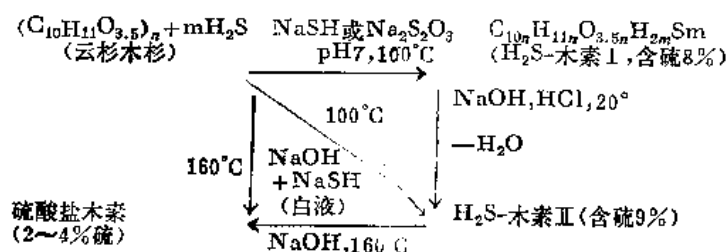


图 1-2-11 愈疮木基甘油-β-芳基醚结构在烧碱与硫酸盐蒸煮中反应

NaOH 作用，脱硫生成很类似于硫酸盐木素的物质，这种物质可酸化 硫酸盐蒸煮黑液沉淀获得，含硫约 2~4 %。反应图示如下：



在碱法蒸煮过程中，碱使木素大分子裂开变成较小的分子，溶于碱液中，这是蒸煮过程中的一个主要方面。但是事物总是在矛盾斗争中发展，蒸煮中既有木素裂开溶出，

也有已裂开溶出的较小木素分子相互缩合,使分子重新变大而降低溶解性。因此,溶出与缩合是一对矛盾。在硫酸盐蒸煮中,由于 SH^- 离子的存在,容易与木素活性基反应,防止和减少了木素缩合,有利于已裂开的木素小分子的稳定。

烧碱法与硫酸盐法蒸煮脱木素速度的差别情况从图 1-2-12 可以看出。所用原料是国外红果云杉,有效碱浓度 $42.0\sim 42.6$ 克/升(Na_2O),硫酸盐法硫化钠浓度为 18.5 克/升(Na_2S),相当于 30% 的硫化度。由图可见,在蒸煮过程各阶段,硫酸盐法脱木素速度

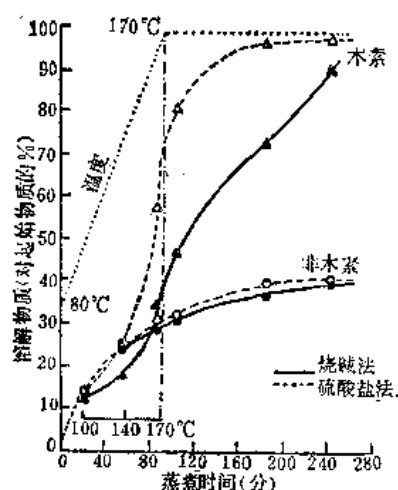


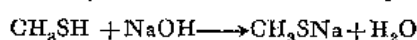
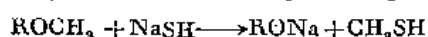
图 1-2-12 硫酸盐法与烧碱法脱除木素与非木素的比较

都比烧碱法快得多,如蒸煮 3 小时(升温 1.5 小时,实际保温 1.5 小时),硫酸盐法蒸煮脱木素达 95% 左右,而烧碱法才 72% 左右;至 4 小时蒸煮结束时,硫酸盐法脱除木素的 96% ,烧碱法 87% 。硫酸盐法溶出碳水化合物也比烧碱法稍高,这是由于硫酸盐法蒸煮时木素溶出快,使碳水化合物的到达度及溶解度增加。

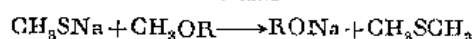
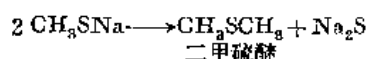
总起来说,木材原料木素溶出过程有三个阶段:开始在低温(140°C 以下)阶段能溶出少量木素,这部分称之为抽提木素,它约占针叶材木素总含量的 20% 左右,阔叶木的 30% 左右。接着在 140°C 以上,脱木素速度迅速增加,称为主要脱木素阶段或大量脱木素阶段,大部分木素在此阶段溶出。最后残余木素的溶出又有些变慢,称为残余脱木素阶段。

由于结构不同,草类原料蒸煮区别于木材,从低温开始脱木素速度一直很快,到蒸煮后期变慢。在制定蒸煮工艺条件时必须考虑这种差别。

木材的木素除上述生成碱木素与硫化木素反应外,目前的观点,连接于苯核上的甲氧基可部分脱除,但量较少。脱下来的一 OCH_3 ,主要是形成甲硫醇及其钠盐:



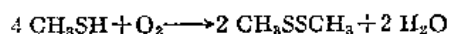
甲硫醇(CH_3SH)的生成量,除了与树种有一定的关系外,与蒸煮的条件亦有很大的关系。主要表现在蒸煮用碱量及硫化度等方面。硫化度高或 Na_2S 的绝对量大,甲硫醇产量相对增加。在蒸煮硬浆与软浆时的情况亦有区别,煮软浆用碱量高,有较多的过剩 NaOH 存在,甲硫醇可变为不易挥发的甲硫醇钠盐,也有少量变成二甲硫醚:



甲硫醇为具有特殊恶臭的气体,沸点 5.8°C ,易污染大气。二甲硫醚沸点为 38°C ,因在常温下是液体,臭味较甲硫醇小。因此,煮硬浆较煮软浆臭味大;蒸煮液硫化物用量高,较硫化物用量低,臭味大。不同植物原料臭味不同,其中以阔叶材臭味最大,针叶材次之,草类最小。硫酸盐蒸煮臭气除上述原因外, NaSH 水解产生微量 H_2S 也是原

因之。

在很少情况下，甲硫醇经氧化后能变成二甲二硫醚：



二甲二硫醚沸点 112°C ，臭味较小。

(三) 纤维素的反应过程

一般说，在碱的作用下纤维素比木素、半纤维素稳定。但是，在纤维胞间层的木素已被除去，半纤维素也被除去较多量，继续进行脱除细胞壁中的木素时，纤维素将受到降解，结果降低纸浆的聚合度和得率，影响纸浆的物理强度。纤维素降解的程度，与用碱量、蒸煮温度和蒸煮时间等有关。

NaOH 对纤维素的作用主要有三个反应：剥皮反应、终止反应（即稳定反应）和碱性水解。

剥皮反应——纤维素大分子的还原性葡萄糖末端基对碱不稳定，被逐个的剥离而溶于蒸煮液中，剥去的还原性葡萄糖末端基重排为异变糖酸。当纤维素大分子的一个还原性葡萄糖末端基剥去后，在大分子链上又出现另一个还原性葡萄糖末端基，继续进行剥皮反应，剥去还原性葡萄糖末端基。这种还原性葡萄糖末端基逐个剥落的反应，称为剥皮反应，其反应情况见图 1-2-13。

随着剥皮反应的不断进行，纤维素聚合度变小，纸浆的得率下降，碱耗增加。所以，剥皮反应是有害的。

在一般硫酸盐蒸煮条件下，纤维素大分子上大约有 65 个葡萄糖末端基被剥掉，纤维素在硫酸盐蒸煮过程损失约 10~20% 左右（对纤维素本身而言）。

纤维素大分子剥皮反应中损失的部分，在碱液中其最终降解产物主要是葡萄糖异变糖酸及 2,5-二羟基戊酸（ $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CH}_2-\text{CHOH}\cdot\text{COOH}$ ），还有相当量的乳酸、甲酸、乙酸及少量乙醇酸，见表 1-2-4。

终止反应——在剥皮反应进行的同时，还发生终止反应，即在碱法蒸煮条件下，对碱不稳定的纤维素大分子的还原性末端基，转变为对碱稳定的偏变糖酸末端基，使剥皮反应终止，见图 1-2-13。

终止反应过程由于在 C_3 上要脱掉 OH^- ，而碱液中 OH^- 很多，受质量作用定律的影响，使终止反应速度较剥皮反应速度慢得多。

剥皮反应与终止反应是碱法蒸煮过程中既互相对立又互相联系、互相制约的一对反应，为了增加纸浆的得率，提高纸浆质量，应设法促进终止反应的进行来抑制剥皮反应。这可以用下面的几个主要途径来实现：

- (1) 将末端羰基还原为伯醇羟基；
- (2) 将末端羰基氧化成为羧基；
- (3) 加入能与羰基起反应的化合物，将还原性末端封锁。

上述几个途径在工业上的应用将在本章第四节介绍。

碱性水解——纤维素大分子的甙键的碱性水解在蒸煮升温阶段，一般进行慢，而在高温作用下，葡萄糖甙键碱性水解裂开加速，使纤维素的聚合度迅速下降。碱性水解的结果增加了新的还原性末端基，为剥皮反应的进行提供了新的条件，而如果碱性水解裂

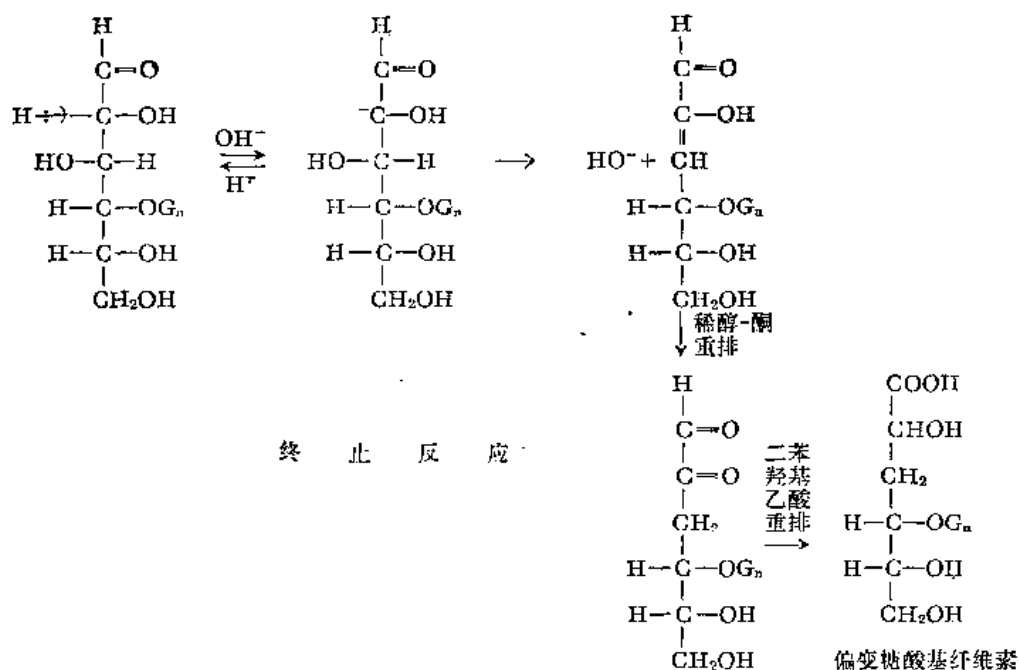
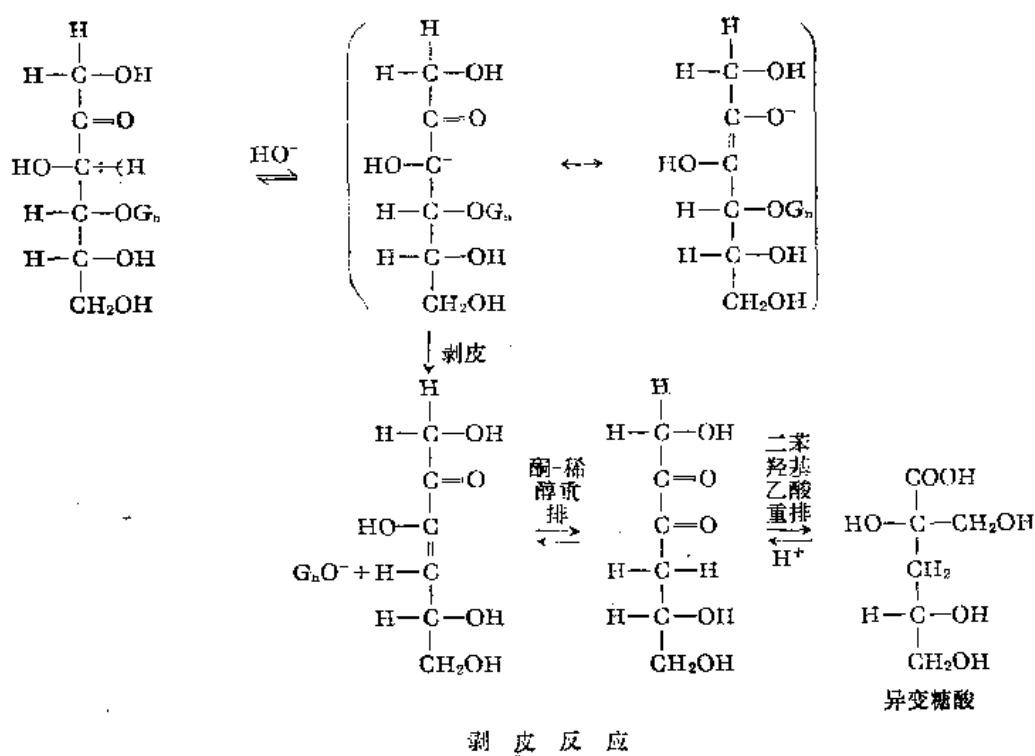


图 1-2-13 纤维素在碱液中的剥皮反应与终止反应

开的部位在靠近大分子链的端部，则水解所产生的短链分子可直接溶于碱液，可见碱性水解为害不小。

研究表明，在 150°C 以下，碱性水解慢，剥皮反应是纤维素降解的主要反应；而在

170℃时葡萄糖甙键发生碱性水解较快，使暴露出更多的还原性末端基，进一步促进了剥皮反应。所以，蒸煮时最高温度及保温时间的控制必须适宜，以防碱性水解对碳水化合物的过分损伤。

(四) 半纤维素的反应过程

众所周知，半纤维素是不均一聚糖，半纤维素的大分子由两种或两种以上的单糖基组成。针叶木、阔叶木与草类原料中的半纤维素结构不同，单糖基组成不同，用同一种蒸煮方法所得纸浆中含有的半纤维素组成不同。由于每种聚糖对酸对碱的稳定性不同，同一种原料采用不同蒸煮方法，所得纸浆含有的半纤维素的组成也不同。表 1-2-3 为铁杉用各种方法蒸煮所得纸浆的碳水化合物组成比较。假定用 ClO_2 制取的综纤维素含有原木中几乎全部的碳水化合物，鼠李糖和半乳糖尾酸在各种纸浆中均不存在，在改良的硫酸盐浆保留少量 4-O-甲基葡萄糖尾酸。这三种方法纤维素损失 20% 左右，甘露糖在普通和改良硫酸盐法约除去 70%，预水解硫酸盐法除去 95%，木糖在普通、改良和预水解硫酸盐法中分别除去 23%、35% 和 87%。

表 1-2-3 用各种方法蒸煮铁杉所得纸浆的碳水化合物组成比较

	ClO_2 综纤维素		改良硫酸盐法①			预水解硫酸盐法			普通硫酸盐法		
	对浆 %	对原木 %	对浆 %	对原木 %	损失对 原成分 %	对浆 %	对原木 %	损失对 原成分 %	对浆 %	对原木 %	损失对 原成分 %
半乳糖	4.6	3.0	0.6	0.3	90	0②	0②	100②	0.6	0.3	90
甘露糖	20.3	13.2	8.1	3.4	74	1.6	0.6	95	9.3	3.9	70
阿拉伯糖	1.0	0.7	0.5	0.2	71	0	0	100	0.5	0.2	71
木糖	4.7	3.1	4.7	2.0	35	1.1	0.4	87	5.7	2.4	23
鼠李糖③	P	P	0	0	100	0	0	100	0	0	100
4-O-甲基葡萄糖尾酸③	P	P	P	P	L	0	0	100	0	0	100
半乳糖尾酸③	P	P	0	0	100	0	0	100	0	0	100
纤维素	66	43	83	35	19	97	34	21	81	34	21
总碳水化合物	100	65	100	42	35	100	35	46	100	42	35
废液 pH	7~8		10~11			(3~4)~(12~13)			12~13		
温度 °C	25		160~175			(150~180)~(160~170)			160~175		

① 加碳酸钠作缓冲剂保持 pH 低于普通硫酸盐蒸煮。

② 痕迹量。

③ 纸色谱定性测定；P=存在，非定量测定；L=不知损失程序。

研究表明，半纤维素在碱法蒸煮中的主要变化有：

(1) 半纤维素的剥皮反应、终止反应及碱性水解，结果组成半纤维素的糖基被部分或完全除去。

(2) 半纤维素的乙酰基水解，甲氧基及葡萄糖尾酸基的脱除。

(3) 溶解于碱蒸煮液中的碳水化合物一部分再沉淀被纤维素纤维吸附。

(4) 碳水化合物没有化学降解的碱溶解。

半纤维素的剥皮反应、终止反应及碱性水解原理与纤维素相同，但反应的程度有差

别。半纤维素的大分子中有多种糖基与甙键，它们在碱法蒸煮中的碱性降解程度差别很大，图 1-2-14 为松木硫酸盐蒸煮中半纤维素损失的比较。由图可见，在硫酸盐蒸煮中

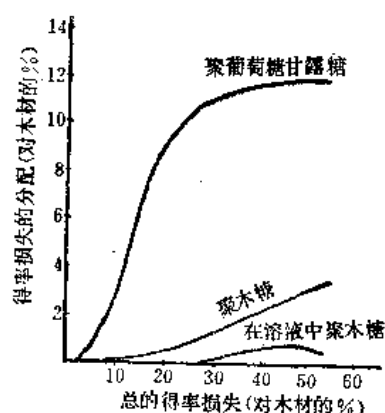


图 1-2-14 松木硫酸盐蒸煮中半纤维素的损失

聚葡萄糖甘露糖损失很大，而聚木糖的损失较小，这是由于相当部分的聚木糖的 C_2 上有 4-O-甲基葡萄糖尾酸基侧链，末端醛糖基 C_2 上有糖尾酸基的存在，尽管由于糖尾酸基也会裂开而不能停止剥皮反应，但可能会降低剥皮反应的速度。

半纤维素中的乙酰基在碱法蒸煮时很快完全脱除，从而形成黑液中的醋酸。如云杉木材在 pH 13 的碱液中，在 62°C 时 15 分钟可完全脱除乙酰基。即使是在较低的 pH 11.4 时，聚-O-乙酰基-(4-O-甲基葡萄糖尾酸基)木糖在 170°C 40 分钟亦可完全脱除乙酰基。

聚 4-O-甲基葡萄糖尾酸木糖在碱法蒸煮中，很快脱除甲氧基生成甲醇。在 1.6 N NaOH 170°C 处理阔叶木的聚 4-O-甲基葡萄糖尾酸木糖时，仅 25~30 分钟即可脱除 90% 的甲氧基，而糖尾酸脱除的速度比甲氧基差不多慢一半，如图 1-2-15 及图 1-2-16 所示。但是用碱液处理在木材中的聚木糖时，看不出二者脱除速度的差别，针叶木中的

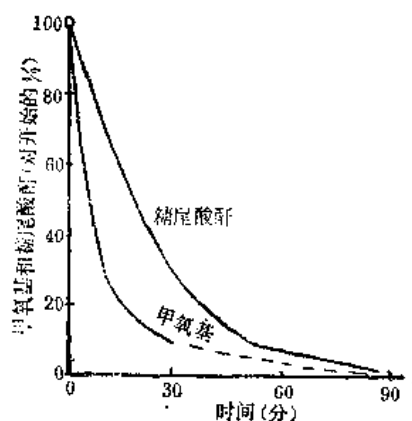


图 1-2-15 杨木半纤维素的甲氧基和糖尾酸酐损失的相对速度

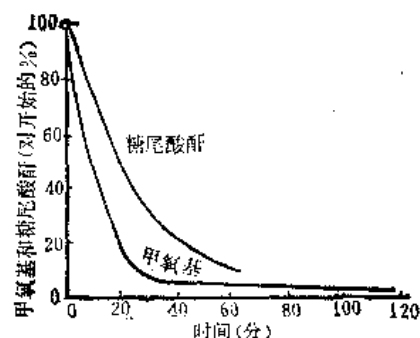


图 1-2-16 白桦聚木糖的甲氧基和糖尾酸酐损失的相对速度

4-O-甲基葡萄糖尾酸的裂开速度比阔叶木还快。研究表明，普通的硫酸盐浆内不含 4-O-甲基葡萄糖尾酸，而改良硫酸盐法(pH 10~11)则保留有少量。针叶材硫酸盐浆保留有少量阿拉伯糖，它对碱较稳定。

聚木糖在碱法蒸煮中存在着降解、溶解与再沉淀等变化，在蒸煮的不同阶段，聚木糖的溶出量及溶出部分的聚木糖的聚合度是变化的。图 1-2-17 和图 1-2-18 为烧碱法蒸煮桦木时，蒸煮液中聚木糖含量和聚合度在蒸煮过程中的变化趋势。由图可见，蒸煮液中的聚木糖含量随温度升高逐渐增加，至最高值后开始迅速下降，蒸煮终了时只有少量聚木糖。这一方面是由于溶于碱液中的部分聚木糖在碱和高温作用下分解，另一方面是已溶解的一部分聚木糖再沉淀被纤维吸附。溶解于碱蒸煮液中聚木糖的聚合度(DP)，随

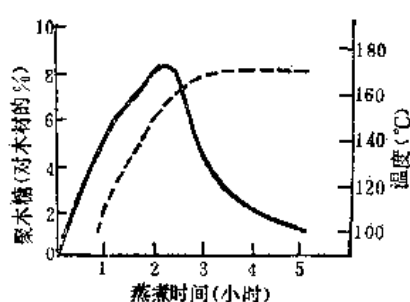


图 1-2-17 桦木烧碱法蒸煮时不同阶段从蒸煮液中离析的聚木糖量

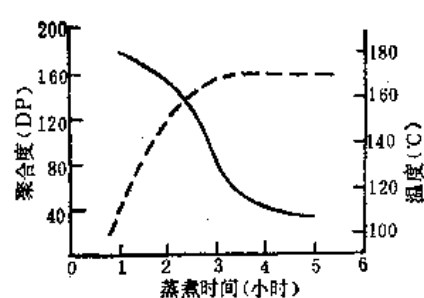


图 1-2-18 桦木烧碱法蒸煮时从蒸煮液中离析的聚木糖的聚合度(DP)的变化趋势

蒸煮温度升高及蒸煮时间的延长而迅速下降。聚木糖是各种植物原料硫酸盐浆的重要组成部分，尤其对阔叶木和草类原料来说，硫酸盐浆中的半纤维素主要是聚木糖，聚己糖含量极少，针叶木则除含部分聚木糖外，有较多的聚己糖（见表 1-2-3）。因此，在造纸用浆的碱法蒸煮中，多保留些聚木糖具有很大意义，这不仅可提高得率，亦可提高造纸用浆的质量。

针叶木的聚葡萄糖甘露糖、聚半乳糖葡萄糖甘露糖与聚木糖相比，容易被碱降解，蒸煮中大部分损失掉。针叶木中聚木糖比阔叶木的聚木糖具有较大的抗碱性；在硫酸盐蒸煮中针叶木的聚木糖损失的比例较阔叶木的聚木糖损失少一些。针叶木聚甘露糖溶出后也可以再沉淀在纤维上。

碱法蒸煮中还有不发生化学变化的碱抽提作用，使部分聚糖溶于碱液中。

半纤维素在碱法蒸煮过程中，最终降解产物与纤维素碱降解最终产物一样，主要是异变糖酸、乳酸、甲酸、乙酸等等，表 1-2-4 为松木和桦木黑液中羧酸混合物的组成。这些有机酸在蒸煮过程中要消耗大量碱液，因此采取有效措施减少聚糖的降解损失，不仅可提高纸浆得率，改进纸浆性能，亦可减少有效碱的消耗。

表 1-2-4

在松木和桦木黑液中羧酸混合物的组成

酸	相 对 组 成 (%)	
	松 木 黑 液	桦 木 黑 液
甲 酸	16.2	12.1
乙 酸	11.4	28.9
乙 醇 酸	3.2	4.1
乳 酸	10.7	10.6
α -羟基丁酸	4.3	15.9
2,5-二羟基戊酸	2.7	2.0
木糖异变糖酸	4.1	11.4
葡萄糖异变糖酸	38.7 ^①	9.0
其他的酸	8.7	6.0
	100.0	100.0

① α 与 β 异构体之间的比式约是 1:2.3。

(五) 其他成分的反应

针叶木含有松节油、树脂酸和脂肪酸。松节油在蒸煮过程中不起化学变化，在升温过程中受热挥发，放气时排出，经热交换器冷凝成液体回收。树脂酸和脂肪酸与碱液发生皂化反应，形成硫酸盐皂溶于黑液中。黑液中的硫酸盐皂在蒸发黑液至一定浓度时可从黑液中分离出来，硫酸盐皂可用硫酸分解而生成塔罗油，塔罗油经真空蒸馏获得树脂酸、脂肪酸。硫酸盐皂产量与树种有关，在制松木浆时产量可达 80~100 公斤/吨浆。

阔叶木及草类原料一般不含树脂酸，只含脂肪酸，碱法蒸煮时也皂化，但其皂化物量少不能从黑液中分离。

三、蒸煮的物理机理

(一) 蒸煮液的浸透

在碱法蒸煮中，蒸煮液的有效成分浸入原料切片内部的反应还有两个作用存在：

(1) 毛细管作用：靠外加的压力或表面张力产生的压力的作用浸透，毛细管浸透速率与毛细管半径的四次方成正比，与压力差成正比，与蒸煮液粘度成反比。在纤维原料水分含量低时，排除了原料毛细管内的空气后，浸透很快。(2) 扩散作用：靠药液浓度差造成的离子浓度梯度的推动力，使蒸煮液中的离子扩散浸透入原料切片内部；在纤维原料水分含量高至纤维饱和点(即毛细管完全被水充满)时，离子浸透入切片中心主要靠扩散作用进行。

毛细管作用与扩散作用的特点可归纳如下：

毛细管作用	扩散作用
(1) 阔叶木通过导管和针叶木通过管胞胞腔、纹孔发生 (2) 适宜于较干的木片 (3) 顺木纹方向很长距离都有效 (4) 不能沿横纹方向浸透 (5) 在边材与心材、不同阔叶木品种、针叶木与阔叶木之间的速率有显著差别 (6) 木材比重没有影响 (7) 药液组成不重要	有水、有浓度梯度即可发生 适宜于水分饱和的木片 仅在短距离有效 能沿横纹方向扩散 不同木材之间的差别不大 木材比重有影响 药液组成有很大影响

阔叶木的毛细管浸透作用是通过导管进行的，在横向几乎没有浸透，因为阔叶木的纹孔膜是非多孔性的。针叶木不含导管，药液可以从开口的管胞进入细胞腔，然后穿过多孔性的纹孔膜浸入相邻的细胞腔，由于流过细胞腔的压力降比穿过纹孔膜产生的压力降小得多，可以忽略，所以纹孔的结构控制着流速。对干的木材，因横向流经许多纹孔阻力大，药液沿纵向流速比横向大 100~200 倍。干原料的毛细管留藏的空气形成一定的压力，严重地妨碍着药液的浸透，采用蒸汽装锅、蒸煮器外预浸渍、抽真空及预汽蒸等均为排出植物原料中空气的有效措施。毛细管浸透作用随材料及边材与心材的不同，其浸透速率有很大差别。

扩散作用取决于有效毛细管截面积 (ECGSA)，图 1-2-19 为杨木在不同 pH 下的有

效毛细管截面积。由图可见, pH 值对纵向有效毛细管截面积无影响, 而对径向、切向影响很大; 在 pH 12.5 以上时, 由于碱液对木材润胀, 使径向和切向的有效毛细管截面积接近纵向的 80%, 即三个方向的离子扩散速度比较接近。当原料切片水分含量达到纤维饱和点时, 浸透作用主要是扩散作用。

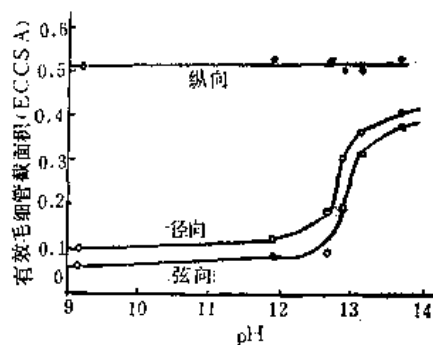


图 1-2-19 杨木在不同 pH 下的有效毛细管截面积(ECCSA)

由于在碱法蒸煮中 (pH 12.5 以上), 木材发生内部润胀, 使在三个方向的扩散几乎一样, 所以, 碱液在切片三个方向的浸透速率相近, 这是与亚硫酸盐蒸煮液浸透取决于纵向浸透 (纵向浸透速率远远大于径向、切向) 很不一样的。

草类原料因组织结构疏松, 切片厚度又小, 比木材原料容易浸透得多 (竹类例外)。

关于蒸煮液是通过什么途径到达胞间层进行反应的, 有两种情况: 一是药液从细胞腔穿过细胞壁到达真正胞间层, 药液首先接触富含纤维素、半纤维素的 S_3 与 S_2 层, 然后浸入木素密度较高的 S_1 与 P 层, 最后到达木素密度最高的真正胞间层; 由于药液与细胞壁中富含纤维素与半纤维素的地区接触时间最长, 是造成蒸煮过程纤维素与半纤维素发生化学降解的一个重要因素。另一种情况是药液从纹孔室向胞间层扩散。

(二) 浸透与表面反应的关系

围绕着碱法蒸煮过程的浸透与化学反应的关系, 存在着两个不同的看法: 一种看法强调浸透的重要性, 认为碱液浸透先于化学反应, 蒸煮升温前期, 必须让药液充分的浸透, 随着浸透作用的完成, 蒸煮温度的提高, 化学反应逐渐加剧。因此, 浸透时间对蒸煮影响很大。据此看法, 木材蒸煮时, 在 $110 \sim 125^\circ\text{C}$ 的升温阶段, 一般需小保温 1~2 小时, 使碱液充分均匀的浸透。另一种看法强调化学反应, 认为碱液与木片接触后, 一开始就在木片表面发生脱木素反应, 当部分木素从木片表面脱去后, “通道”便打开了, 新鲜碱液便经由“通道”到达逐渐内移的碱液与木片间的界面, 而反应物便向外扩散到碱液中。更确切地说, 碱液与木片的反应界面是从木片表面开始, 逐渐向木片内部移动, 因此, 进行快速蒸煮时, 必须使木片具有最大可能的反应表面积。

这两个不同的看法, 是建立在不同的试验条件上的, 各有其一定的适用范围。强调浸透的观点, 是建立在碱液浓度低, 蒸煮初温低的间歇式蒸煮基础上, 它对于一般的慢速、中速蒸煮较均匀的纸浆时, 有一定的指导意义。强调化学反应的观点, 则是建立的高温快速蒸煮试验基础上的, 原料切片从一开始就接触浓度和温度都高的碱液, 它适用于快速蒸煮。

应当指出, 在用间歇式蒸煮比较均匀的纸浆时, 保证升温阶段前期的充分浸透是必要的。但是, 碱液浸透并不是只能在低温下完成, 事实上, 浸透在从开始升温至最高温度的整个期间, 都在不断地进行着, 甚至在最高温度的保温期间也有浸透作用在进行。更重要的是, 浸透与化学反应不能截然分开, 随着碱液浸透的进行, 化学反应随之发生。前述蒸煮化学反应表明, 即使在 100°C 下碱液脱木素反应也是存在的 (这一点草类

原料更突出), 只不过反应较慢罢了。随着温度升高, 浸透和化学反应都将加快, 化学反应的加快更为明显。因此, 可以说在蒸煮前期 (140°C 以下) 以碱液浸透为主, 也有化学反应, 随着温度升高 (140°C 以上), 化学反应速度增加 (见图 1-2-12), 转变为主要因素, 反应的结果, 木素与其他组分的溶出, 又能增加原料切片内部的空隙度, 从而促进浸透的进行。所以, 对一般慢速、中速蒸煮较均匀的纸浆时, 既要强调碱液浸透, 也要考虑到化学反应的发生和进行。对于切片一开始就接触浓度高、温度高的碱液的特定条件下进行的快速蒸煮, 强调化学反应是必要的, 但不能把这种特定条件下进行快速蒸煮的情况推广应用到一般蒸煮, 从而否定在一般蒸煮中浸透的重要作用。即使是高温快速蒸煮也不能说不要求药液的浸透, 因此进行快速连续蒸煮时, 进行预浸渍处理仍然是有效的措施。

另外, 木素在碱法蒸煮中是否有缩合作用? 在蒸煮液浸透不足而蒸煮温度又高的情况下, 木素可以产生缩合, 但它与亚硫酸盐法不同之点, 在于缩合的木素能够溶解于碱法蒸煮液中。

四、蒸煮过程中的参变数

在碱法蒸煮时, 除植物纤维原料品种、规格和质量外, 还有用碱量、药液浓度、硫化度、温度、时间等直接影响蒸煮的结果, 我们把这些因数统称为蒸煮参变数。研究蒸煮参变数的目的, 在于掌握蒸煮的客观规律, 为制订合理的蒸煮工艺规程提供可靠的科学依据, 使在较短的时间、较低的消耗定额下, 获得较高得率、较高质量的纸浆。

蒸煮过程中的参变数之间互相影响、互相制约, 在生产实际中确定某一参变数时, 必须从工厂实际出发, 根据植物原料及化工原料的情况, 产品用途及质量要求, 设备条件等研究确定。

(一) 植物纤维原料品种、规格与质量

如前所述, 大多数植物纤维原料可用硫酸盐法蒸煮制成纸浆。但由于各种植物纤维原料的结构、物理性质与化学组成不同, 其蒸煮条件及蒸煮结果均有很大差别。

针叶木组织结构紧密, 木素含量高, 且大部分分布在细胞壁中, 蒸煮比较困难。阔叶木组织结构较针叶木更紧密, 浸透困难, 但与针叶木相比, 木素含量较低, 且细胞壁内较少, 故比针叶木容易蒸煮。同是针叶木或阔叶木, 由于树种不同, 其组织结构、物理性质与化学组成不相同, 蒸煮条件及所得纸浆性质也有差别。即使是同一树种, 由于边材、心材比率, 晚材率不同和材种产地不同, 也难免有差别。为了充分利用木材资源, 近年来国外已开始利用全树木片制浆, 全树木片包括树根、小径材、枝桠材和梢头木等, 与一般树干材木片制浆相比, 其蒸煮耗碱要高一些, 纸浆质量较低 (同时得率低), 可单独制浆后与普通纸浆配比使用, 亦可少量全树木片与一般木片混合蒸煮。木材加工厂的废料 (板皮、锯末)、其他废材, 也可用于碱法制浆, 尤其是板皮一般均属边材, 蒸煮时耗碱比原木木片可相对减少。

木片尺寸及木片合格率正越来越引起人们的重视。在工厂生产实际中, 一般说木片尺寸主要指的是木片长度, 而不是宽度。但研究表明, 与其说是木片长度还不如说是厚度对蒸煮影响更大, 因为在碱液中, 木片三个方向的浸透速率几乎相同, 木片厚度将影响

着药液浸入木片中心的时间。近年有不断缩短木片长度的趋向，这样做实际上也是因为调整削片机缩短削片长度时使得木片厚度有某些减小。有些研究者从碱液在木片中迅速和均匀的浸透角度，提出了硫酸盐蒸煮的木片临界厚度的概念，认为厚度3毫米的木片是对硫酸盐蒸煮中脱木素作用、得率、浆渣、硬度、纸浆物理性能等最合适的。研究表明，采用较薄的木片蒸煮时，在纸浆硬度不变、不增加浆渣的情况下，可减少用碱量，如用碱量不变，则可缩短蒸煮时间。木片合格率对蒸煮均匀性有很大影响。

木材去皮程度影响蒸煮用碱，树皮耗碱较多，而纸浆得率却很低，且给纸浆带来较多的尘埃。因此，备料时去皮是应当十分重视的问题。

草类原料与木材原料不同，其组织结构疏松，木素含量少，碱液容易浸入原料内部，蒸煮用碱较少、温度较低、时间较短、纸浆得率较低。但竹材（尤其老竹）组织紧密、木素含量较高，同时，根据英国人在印度研究竹材和我国过去研究竹材制浆的经验，都认为竹材含硅量高，蒸煮条件介于针叶木与一般草类原料之间。

草类原料的规格与合格率影响装锅量及蒸煮均匀性。原料的成熟程度、贮存情况、备料除节除叶除尘情况及腐朽情况，对蒸煮条件及纸浆质量都有一定的影响。

（二）用碱量

用碱量主要取决于原料化学组成及其分布情况、原料的组织结构及对成浆的质量要求等。蒸煮的其他条件，如木片尺寸、温度、时间等亦影响着用碱量的大小。

一般来说，硫酸盐木浆用碱量为13~28% Na_2O （针叶木比阔叶木高），硫酸盐竹浆为13~18% Na_2O ，荻苇为11~17% Na_2O ，稻麦草浆为7~9% Na_2O （烧碱法）或8~11% Na_2O （硫酸盐法）。一般供生产纸板用的半料浆取上述数值下限，本色浆取中间值，漂白浆取上限。

蒸煮实际用碱量要比理论用碱量高，即蒸煮用碱量要比溶出木素、中和碳水化合物酸性降解产物及树脂、脂肪皂化等所消耗的碱多，使蒸煮终了时黑液中含一定的残碱，一般残碱浓度为5~10克/升。在pH 9以下，残碱浓度过低时，溶出的碱木素和硫化木素会再沉淀，有色物质也会更多的吸附在纤维上。例如，以烧碱法蒸煮云杉木材时，用碱量为18.9% Na_2O ，在得率为44%时耗碱12.5%（对木材重），其分配为：2.3~3%耗于溶解木素，1.3%耗于水解甲酰基与乙酰基，剩下的8.2~8.9%除小部分被纸浆吸附外，大部分中和碳水化合物的酸性降解产物。

由于蒸煮的主要目的是通过脱除木素使纤维解离，所以一般原料中木素含量多，蒸煮用碱量就要高一些。但是，有时原料的木素含量差不多，而耗碱量却有明显差别。例如轻工业部造纸研究所对比研究了湖北芦苇和芒草，二者化学组成基本相同，芦苇木素含量比芒草仅高1%，蒸煮时间相同，温度分别为165°C（芦苇）和160°C（芒草），硫化度均为20%，用碱量及耗碱量明显不同。在所得纸浆木素含量低于2%时，芦苇纸浆得率为52%，有效碱用量为21% NaOH ，消耗16.5%；芒草纸浆得率为62%，有效碱用量为13% NaOH ，消耗10.8%。根据试验结果算出：芒草溶出19%木素（对原料），消耗有效碱为4.0% NaOH ；芦苇溶出20%木素（对原料），消耗有效碱为7.2% NaOH ；而二者溶出单位重量的碳水化合物耗碱量相同。由于芦苇木素较难溶出，用碱量大，使碳水化合物溶出较多，耗碱多。因此，蒸煮用碱量不仅与原料木素含量有关，也与木素

的性质有关。为了鉴定木素在碱法蒸煮中溶出难易程度，他们把若干种原料经 1% NaOH 抽提后的残渣，测定其木素含量，折算成对原料重量百分率(L_R)，则可看出一定的关系：

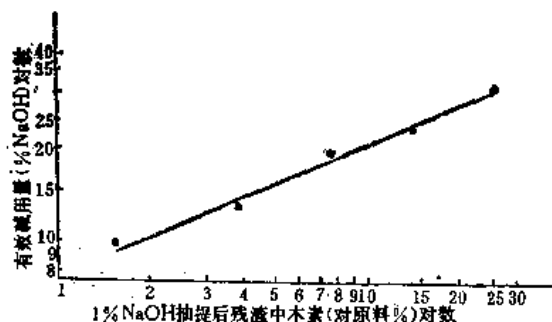


图 1-2-20 有效碱用量与 1% NaOH 抽提后残留木素之间的关系

云 杉	25.92%
白 杨	14.25%
芦 苇	7.71%
芒 草	3.82%
龙须草	1.53%

将这五种原料用硫酸盐法蒸煮至纸浆木素含量为 1.5~2% 时，有效碱用量 (E.A.) 对数与残留木素 (L_R) 对数之间的关系如图 1-2-20 所示。

图中直线可用方程式表示之：

$$\log(E.A.) = 0.403 \log L_R + 0.906$$

上述关系只是初步的，还有待于进一步研究和在生产实际中考验。

另外，同一种原料，在蒸煮时若改变其用碱量(其他条件不变)，则将影响其蒸煮速度、纸浆得率与纸浆质量。如表 1-2-5 所示。其蒸煮条件为：活性碱浓度 46.8 克/升 Na_2O ，有效碱浓度 40.9 克/升 Na_2O ，硫化度 25.4%，最高温度 170°C，升温时间 18~24 分，原料为花旗松锯末(40~60 目)。由表可见，在用碱量 11.6% Na_2O 时，即使延长蒸煮时间至 8 小时，也只能得到含木素 10.5% (对木材)、得率 55.5%、质量差的纸浆。用碱量 15.5% Na_2O 时，两小时可得含木素 5% (对木材)、得率 50.5% 的纸浆。而用碱量为 19.4% 和 23.3% 时，仅一小时蒸煮可分别制得得率为 51.0% (木素 4.6%) 和 49.8% (木素 3.9%) 的纸浆。

表 1-2-5

用碱量 (%)	蒸 煮 总 时 间 (小时)	耗 碱 量 (%)	得 率 (%)	木 素		碳 水 化 合 物		α -纤维素 (对绝干 浆%)	聚戊糖 (对绝干 浆%)
				对绝干木材 (%)	对绝干浆 (%)	对绝干木材 (%)	对绝干浆 (%)		
[0]	[0]	[0]	[100]	[29.8]		[61.7]		[46.1]①	[8.7]①
11.6	2	10.0	59.0	11.5	19.5	47.4	80.4	66.8	6.1
	8	10.1	55.5	10.5	18.9	44.7	80.5	66.8	5.9
15.5	1	11.9	54.8	7.6	13.9	46.2	84.3	67.9	6.5
	2	12.6	50.5	5.0	9.9	45.4	89.8	75.6	6.3
19.4	1	13.2	51.0	4.6	9.1	46.3	90.8	77.9	5.9
	2	13.5	46.3	1.9	4.2	44.7	96.5	81.4	6.5
23.3	1	13.2	49.8	3.9	7.9	45.8	92.0	84.1	5.7
	2	14.3	45.0	1.4	3.2	43.8	97.4	89.3	5.3
31.0	1	13.6	49.2	2.9	5.8	46.3	94.2	81.3	4.6
	2	15.5	43.5	1.0	2.2	42.5	97.6	84.0	5.1

① 带[]的 α -纤维素、聚戊糖为对绝干木材重的%。

表 1-2-6 为慈竹蒸煮用碱量与纸浆得率、硬度的关系, 由表可见, 在提高用碱量的情况下, 纸浆的高锰酸钾值虽有下降, 但粗浆得率也减少得较多。

表 1-2-6 慈竹蒸煮用碱量与纸浆得率、硬度的关系

用 碱 量 (NaOH%)	嫩 慈 竹		一 年 生 慈 竹		三 年 生 慈 竹	
	纸 浆 高锰酸钾值	得 率 (%)	纸 浆 高锰酸钾值	得 率 (%)	纸 浆 高锰酸钾值	得 率 (%)
17.0	14.8	46.20	17.7	45.76	18.75	46.20
18.5	11.9	45.40	14.2	44.44	15.01	43.13
20.0	10.1	44.30	12.09	42.90	12.24	43.78
21.5	9.0	43.50	11.23	41.36	11.95	41.14
23.0	8.2	42.80	10.30	40.70	9.80	40.92

从上所述, 说明增加用碱量时, 脱木素反应加剧, 且较完全。因此, 纸浆中木素含量、硬度下降, 得率下降, 纸浆的物理强度则视得率范围而定。在用碱量过高时, 由于碳水化合物在过量碱的作用下受到较大的降解, 结果是纸浆得率较大幅度下降, 纸浆物理强度也下降, 若能相应缩短蒸煮时间, 则其影响将会减少。

在快速蒸煮中, 往往以提高用碱量作为缩短蒸煮时间的一个手段。但有时也采取适当延长时间或其他措施来降低用碱量, 以增加纸浆得率和硬度, 如国内近年来发展的节碱浆就是如此。因此, 必须注意掌握用碱量与蒸煮时间的相互关系, 以保证成浆的产量与质量。

(三) 药液浓度

药液浓度通常指活性碱浓度而言, 它是决定蒸煮反应速度的重要因素。

药液浓度是由用碱量与液比决定的。这三个因素既相互关联又相互制约, 其中用碱量是主要环节。在一定的用碱量下, 液比小则药液浓度大, 可加快脱木素速度, 缩短蒸煮时间。如图 1-2-21 所示, 红松在用碱量 30%NaOH 蒸煮时, 药液浓度由 30 克/升增至 60 克/升和 60 克/升增至 90 克/升 (NaOH), 在得率保持不变时, 蒸煮时间可以缩短一半。但药液浓度增加, 不仅可增加脱木素速度, 也增加碳水化合物的降解 (主要是指纤维素), 使纸浆得率下降, α -纤维素含量显著下降, 如药液浓度为 30 克/升和 90 克/升 (NaOH) 时, 所得纸浆的 α -纤维素含量分别为 84.2% 和 78.2%。较低的药液浓度有利于改善纸浆的物理强度。在选择蒸煮液比或药液浓度时一般应从以下几方面考虑:

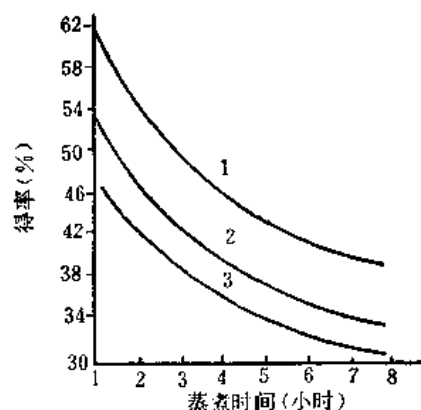


图 1-2-21 蒸煮液浓度和纸浆得率的关系

- 1—蒸煮液浓度 30 克/升 (NaOH)
- 2—蒸煮液浓度 60 克/升 (NaOH)
- 3—蒸煮液浓度 90 克/升 (NaOH)

(1) 蒸煮方式: 快速蒸煮时, 药液浓度应相应提高, 以利于在短期内完成脱木素的

化学反应。因此，在用碱量一定时，液比可缩小些，但需注意锅内蒸煮液循环必须良好或采用预浸渍的方式。

(2) 蒸煮锅型式：直接通汽的迴转式蒸锅(蒸球)的液比可以小些，药液浓度大些，一般液比为 1:2~3，因为原料与药液混合较均匀，且有冷凝水稀释药液。间接加热的立式蒸煮锅液比应当高一些，一般为 1:4~6，而直接加热的立式蒸煮锅的液比应较间接加热小一些。

(3) 原料品种：木材、竹等原料组织结构紧密，应要求较高的药液浓度，以利于药液的浸透。而一般草类原料组织结构疏松，药液浓度可以低一些。但由于木材、竹蒸煮用碱量较草类原料高，所以木材、竹虽然要求较高药液浓度，其液比仍不小于草类原料。

(4) 纸浆质量的要求：在生产物理强度大、 α -纤维素含量高的纸浆时，宜用较低的药液浓度。

在实际生产中，木材蒸煮的药液浓度一般应维持在 50~60 克/升(Na_2O)，竹、芦苇等为 30~50 克/升(Na_2O)，稻草为 30~40 克/升(Na_2O)。通常，苛化后白液的浓度多为 90~110 克/升 Na_2O 。因此，需要稀释至工艺条件规定的药液浓度，所用的稀释液，通常为蒸煮黑液或清水。用黑液稀释可利用其残碱、热量和提高蒸煮后黑液浓度等，掺用黑液还有利于浸透，原因是黑液内含有半纤维素等起到润滑作用。但掺用黑液使纸浆颜色变深，故要控制其掺用量，一般掺用量为 10~30% 左右，也有达到 40% 的。

(四) 硫化度

前面已经叙述过，硫化钠在碱法蒸煮液中水解为 NaOH 及 NaSH ，硫化物直接参加脱木素反应。可以看出，蒸煮液中硫化度的大小，对蒸煮速度、纸浆得率和纸浆质量均有很大影响。

表 1-2-7 及图 1-2-22 为用云杉木片蒸煮研究硫化度对脱木素速度影响的结果。试验条件为：活性碱用量 18.75% Na_2O ，药液浓度 31.2 克/升 Na_2O ，液比 1:6，升温时间 2 小时，最高温度 160°C(指表 1-2-7)及 150、160 及 170°C(图 1-2-22)，云杉木片木素含量为 29.2%。

从表 1-2-7 看出，在纸浆得率很接近的情况下，硫化度从 0 增至 5.26%，纸浆木素含量同为 5% 时，蒸煮时间缩短 30%；硫化度再增至 15.6% 和 31.0% 时，蒸煮时间

表 1-2-7 硫化度与蒸煮时间及纸浆木素含量的关系

蒸煮时间 (小时)	硫化度 (%)	有效碱 Na_2O (%，对绝干木材)	NaSH 以 Na_2O 计 (%，对绝干木材)	得 率 (%)	纸浆中木素含量 (%，对绝干木材)
10	0	18.75	0	48.8	5.0
7	5.26	18.25	0.5	49.1	5.0
6	15.6	16.29	1.46	49.0	3.4
5.5	31.0	15.85	2.90	49.3	3.1

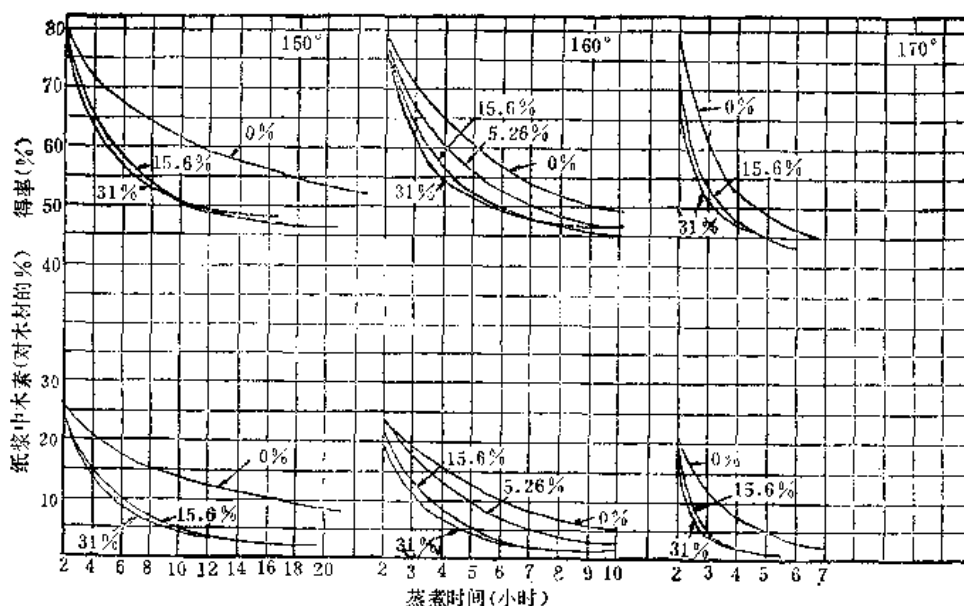


图 1-2-22 硫化度对蒸煮时间、纸浆得率、纸浆中木素含量的影响

分别缩短 14% 和 8%，纸浆木素含量分别降至 3.4% 和 3.1%。而从图 1-2-22 则看出，在三个温度条件下，硫化度从 0 增加到 15.6% 时，脱木素速度均有很大变化，从 15.6% 至 31.0%，则变化大为减缓。因此，在活性碱用量一定及其他条件相同的情况下，在一定范围内增加硫化度，能缩短蒸煮时间，降低纸浆中木素含量及保证较高的得率。

嫩竹蒸煮也与木材蒸煮有相似的情况，表 1-2-8 为我国某纸厂以 20% 活性碱（按 NaOH 对风干原料计算）处理白夹竹所得结果。

表 1-2-8

活性碱		硫化度 (%)	液 比	最高蒸煮 压 力 (公斤/厘米 ²)	粗浆得率 (%)	高锰酸钾值	漂 率 (%有效氯)
NaOH (%) 对风干原料)	Na ₂ S (%) 对风干原料)						
20.00	—	0	1:2.5	5.95	43.0	11.5	5.05
18.00	3.89	17.8	1:2.5	5.25	45.0	6.43	—
16.00	7.79	32.8	1:2.5	5.25	45.5	6.45	2.51
12.00	15.58	56.1	1:2.5	5.25	45.8	7.05	—
4.00	31.16	88.5	1:2.5	5.4	45.5	7.47	—
—	39.00	100.0	1:2.5	5.4	44.8	7.00	—
13.33	6.67	33	1:2.5	5.25	48.2	7.71	3.79

应当指出，在活性碱用量一定时，硫化度超过一定限度，不仅没有好的效果，甚至得到相反效果，如表 1-2-9 所示。表中有三组试验，其中 1 组与 2 组为：最高温度 170°C 升温时间 1.5 小时，保温时间 1.5 小时，液比 1:4；3 组保温时间为 2 小时，液比 1:4.17；试验原料为胶皮糖香树木片。

表 1-2-9

硫 化 度 的 影 响

硫化度 (%)	活性碱 Na ₂ O (%)	有效碱 Na ₂ O (%)	浆 渣 (%)	纸浆得率(%)		木 素(%)		克贝纤维素(%)		α -纤维素 (对浆%)	聚戊糖 (对浆%)
				筛选后 细 浆	总得率	对绝干 木 材	对绝干浆	对绝干 木 材	对绝干浆		
1 组	[0]	[0]			[100]	[21.4]		[60.5]		[44.5]①	[20.7]①
0	13.0	13.0	40.7	12.9	53.6	2.5	4.7	49.2	91.8	79.8	17.2
5.1	13.3	13.0	9.5	42.5	52.0	1.5	3.0	50.6	94.6	83.0	20.6
10.2	13.7	13.0	0.6	50.4	51.0	0.9	1.7	49.0	96.0	81.6	19.1
20.4	14.5	13.0	0.1	51.6	51.7	0.5	1.0	49.0	94.8	81.5	18.6
25.5	15.0	13.0	0.2	50.7	50.9	0.5	0.9	49.0	96.2	82.2	17.9
29.0	15.3	13.0	0.1	50.8	50.9	0.5	0.9	48.1	94.8	82.8	20.2
33.9	15.6	13.0	0.1	49.9	50.0	0.5	0.9	49.4	97.2	84.0	20.3
50.5	17.4	13.0	0.1	50.5	50.6	0.4	0.8	48.0	96.0	83.9	19.4
100.0	25.9	13.0	1.3	49.0	50.3	1.0	1.9	48.0	95.0	80.4	18.7
2 组											
20.4	13.0	11.7	0.5	51.6	52.1	0.9	1.7	50.0	96.0	80.7	18.9
25.5	13.0	11.3	0.5	51.1	51.6	0.9	1.8	50.0	96.8	82.0	17.7
29.0	13.0	11.1	1.3	51.3	52.6	0.6	1.2	50.8	96.6	81.5	18.4
33.9	13.0	10.7	14.8	39.4	54.2	2.3	4.3	50.5	93.4	78.3	19.3
40.6	13.0	10.3	39.4	17.1	56.5	3.3	5.8	50.8	90.0	71.8	18.9
50.6	13.0	9.7	60.7	0	60.7	7.3	12.0	50.5	84.1	68.7	15.1
3 组											
0	19.4	19.4		44.7	44.7	0.27	0.6	43.2	96.8	82.4	16.6
20	21.5	19.4		44.3	44.3	0.26	0.6	43.0	97.0	83.6	16.3

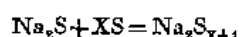
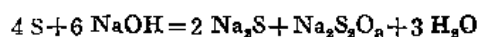
① 有[]的 α -纤维素、聚戊糖为对绝干木材的%。

从表中第二组数据看出,保持活性碱 13.0% Na₂O 时,硫化度增加,有效碱下降,当硫化度达到 30% 以上时(有效碱约 11.0%),纸浆木素含量及浆渣迅速增加,当硫化度增至 50.6% 时,筛选后细浆为 0,全为浆渣。这是因为硫化度超过某一限度时,NaOH 含量下降到不能满足脱木素的需要,正如在木素蒸煮反应中指出过的,NaOH 是蒸煮过程裂开木素大分子及溶解木素的化学药剂,NaSH 只是促进脱木素反应的进行,所以碱法蒸煮要保证足够的有效碱。第一组试验为固定有效碱的情况下增加硫化度的影响,可以看出,硫化度从 0 增至 20% 时,细浆得率、 α -纤维素含量增加,木素含量下降。硫化度在 20% 以上时与 20% 时效果相比,变化不大,而活性碱用量增加,工厂臭气污染增加,设备腐蚀严重,所得纸浆颜色加深。适当提高硫化度至 20% 以上时,对纸浆强度有好处。

另外,工厂中对硫化度的控制,往往受到碱回收的限制。碱回收时一般硫的损失较钠的损失大,有些工厂即使对黑液进行氧化,要保持 30% 的硫化度也是困难的。因此,硫酸盐蒸煮时的硫化度通常针叶材为 25~30%,阔叶材为 15~25%,竹材为 20~30%,一般草类原料为 10~20%。

在碱法制浆中,有时往硫酸盐蒸煮液中加入少量硫磺,可适应提高蒸煮液硫化度的要求。亦有在烧碱法蒸煮时往蒸煮液加入少量硫磺的,这样有利于加速脱木素反应,提高纸浆得率、强度及降低漂率。加入硫磺后的作用,一般认为主要是生成 Na₂S、Na₂S₂O₃,

也有部分多硫化钠生成。反应如下：



据研究在 6% NaOH 溶液中溶解硫时，测定溶液中 Na_2S 、 $Na_2S_2O_3$ 、多硫化钠表明，在 100°C 以下多硫化物的生成量比 Na_2S 、 $Na_2S_2O_3$ 还要多，在 100°C 时达到最大值，100°C 以上多硫化钠又逐步分解变为硫化钠和硫代硫酸钠，如图 1-2-23 所示。因此，在烧碱法蒸煮液中加入硫磺的作用，与硫酸盐蒸煮相似，加硫相当于加入 Na_2S ，也有部分多硫化钠。硫的加入量，一般为原料的 1~2% 左右。在用碱量不变的情况下，过多的加入硫，由于生成 $Na_2S_2O_3$ 消耗了活性碱，使活性碱下降过多，对蒸煮产生不良影响。

(五) 蒸煮温度、蒸煮时间及 H 因子

众所周知，在化学反应中，一般情况下温度每提高 10°C，化学反应速度可以加快一倍左右。这个规律也适用于蒸煮过程的化学反应。因此，在生产实践中常用提高蒸煮温度（即蒸煮最高温度）的办法来缩短蒸煮时间，如表 1-2-10 所示。

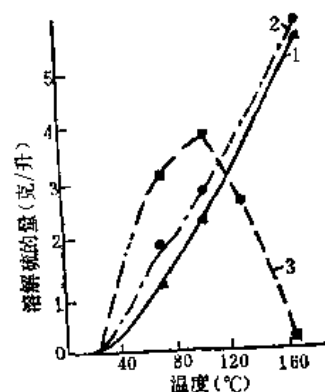


图 1-2-23 在 6% NaOH 溶液中加热时硫的溶解
1—生成的 Na_2S 2—生成的 $Na_2S_2O_3$
3—生成的多硫化钠

表 1-2-10

蒸煮温度与蒸煮时间的关系①

温 度 (°C)	硫 化 度 (%)	有效碱用量 (Na_2O , %)	蒸 煮 时 间 (小时)	得 率 (%)	浆中木素含量(%)	
					对 木 材	对 纸 浆
150	31.0	15.9	15.5	47.3	2.5	5.3
160	31.0	15.9	9.0	46.1	1.9	4.2
170	31.0	15.9	4.5	46.3	2.2	4.8
150	0	18.75	20.5	53.0	8.22	15.52
160	0	18.75	9	49.9	5.65	11.30
170	0	18.75	4.5	50.3	6.04	11.99

① 蒸煮条件为：活性碱用量 18.75%，蒸煮液浓度 31.2 克/升(Na_2O)，液比 1:6，升温时间 2 小时，材种为云杉(含木素 29.2%)。

上表说明，在一定蒸煮条件下，纸浆的得率和纸浆木素含量变化不大时，蒸煮时间随蒸煮温度的提高而大大缩短，大约每升高温度 10°C，蒸煮时间缩短一半。

同样，在蒸煮时间和其他蒸煮条件相同时，蒸煮温度愈高，则纸浆的得率愈低，纸浆木素含量亦愈低。图 1-2-24 表示云杉烧碱法实验室蒸煮时，蒸煮温度、时间对纸浆得率的关系，蒸煮一开始就直接在最高温度下进行，没有升温时间。

在生产实际中采用的蒸煮最高温度，就木材蒸煮而言，多在 160~180°C 之间，很少低于 160°C 和高于 180°C，因为过低的温度，在其他条件不变时，将会大大延长蒸煮时间，而温度过高，纤维素碱性降解增加，蒸煮器承受压力增加，提高了设备投资。在蒸煮芦苇、竹子、蔗渣等原料时，温度一般为 160~170°C，而在蒸煮稻麦草、龙须草等

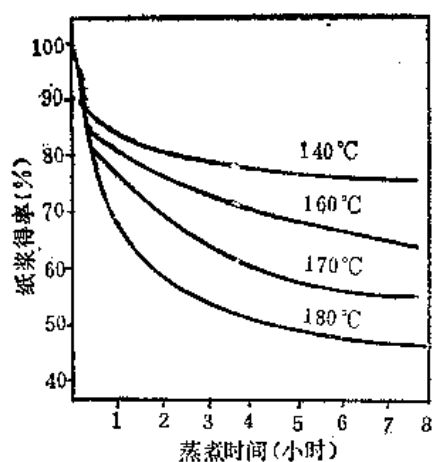


图 1-2-24 蒸煮温度、时间对蒸煮得率的影响(云杉烧碱法)

类原料,组织结构疏松、木素含量少,升温、保温时间都较木材原料少,某些工厂取消了保温时间,蒸煮所得纸浆质量较好,这是一个值得注意的经验。如某造纸厂蒸煮荻苇硫酸盐可漂浆时,在 1:15~1:40 升温至 160°C 左右立即喷放,获得粗浆硬度(高锰酸钾值)为 7~10 的纸浆,经过氯化-碱处理-次氯酸盐漂三段漂后,按 70~75% 漂白荻苇浆、15% 马尾松机木浆和 10% 马尾松化学木浆配比,在 400 米/分纸机上可抄造 52 克/米² 的凸版纸。

1957 年弗罗木(K. E. Vroom)通过研究,提出将蒸煮温度与蒸煮时间结合成为一个变数——H 因子。H 因子是用蒸煮相对反应速率对蒸煮时间作图时所得曲线下的面积表示。反应速率 K 可按阿累尼乌斯(Arrhenius)方程式计算:

$$\ln K = B - \frac{A}{T} \quad (1-2-5)$$

式中 A 和 B 为常数,常数 $A = E/R$, E 是脱木素反应的活化能, R 是气体常数。在大量测定活化能的基础上,取 $E = 32000$ 卡/克分子,则 $A = 16113$ 。 T 为绝对温度,若假定 100°C (373°K) 时反应速率 K 为 1, $\ln K = 0$, 得出 $B = 16113/373 = 43.2$ 。因此,可由

$$K = \ln^{-1} \left(43.2 - \frac{16113}{T} \right) \quad (1-2-6)$$

计算出不同温度 T 时的相对反应速率 K , 示于表 1-2-11。从表看出,温度每升高 10°C, 相对反应速率增加一倍多,尤其是在 160°C 以上,相对反应速率迅速增加。

根据表 1-2-11 计算在不同温度的相对反应速率 K 及蒸煮曲线,可以计算蒸煮过程的 H 因子,如表 1-2-12 所示。

表 1-2-12 可用曲线表示为图 1-2-25。图中相对反应速率与蒸煮时间关系曲线下的面积为 H 因子。

图 1-2-26 为用 31% 硫化度蒸煮的云杉硫酸盐浆木素含量和纸浆得率与 H 因子的关系,虽然蒸煮温度不同,只要 H 因子相同,所得纸浆木素含量及得率相同。

由此可见,同一原料,在用碱量、硫化度、液比等蒸煮条件相同时,控制 H 因子相

表 1-2-11

不同温度的相对反应速率

温度(°C)	K	温度(°C)	K	温度(°C)	K	温度(°C)	K
100	1.0	125	15.1	150	165.0	175	1382.8
101	1.1	126	16.7	151	180.6	176	1498.1
102	1.3	127	18.3	152	197.4	177	1622.5
103	1.4	128	20.4	153	215.8	178	1756.6
104	1.6	129	22.6	154	235.8	179	1901.1
105	1.8	130	24.9	155	257.5	180	2056.7
106	2.0	131	27.5	156	281.2	181	2224.3
107	2.2	132	30.4	157	306.8	182	2404.8
108	2.5	133	33.5	158	334.7	183	2599.0
109	2.8	134	36.9	159	365.0	184	2807.9
110	3.1	135	40.7	160	397.8	185	3032.6
111	3.5	136	44.8	161	433.4	186	3274.2
112	3.8	137	49.3	162	472.0	187	3533.8
113	4.3	138	54.3	163	513.9	188	3812.8
114	4.8	139	59.7	164	559.2	189	4112.5
115	5.3	140	65.6	165	608.3	190	4434.2
116	5.9	141	72.1	166	661.5	191	4779.6
117	6.6	142	79.2	167	719.1	192	5150.2
118	7.3	143	86.9	168	781.3	193	5547.7
119	8.1	144	95.1	169	848.7	194	5974.1
120	9.0	145	104.6	170	921.4	195	6431.2
121	10.0	146	114.7	171	1000.1	196	6921.1
122	11.1	147	125.7	172	1085.1	197	7445.9
123	12.3	148	137.7	173	1176.9	198	8008.1
124	13.6	149	150.8	174	1275.9	199	8610.1

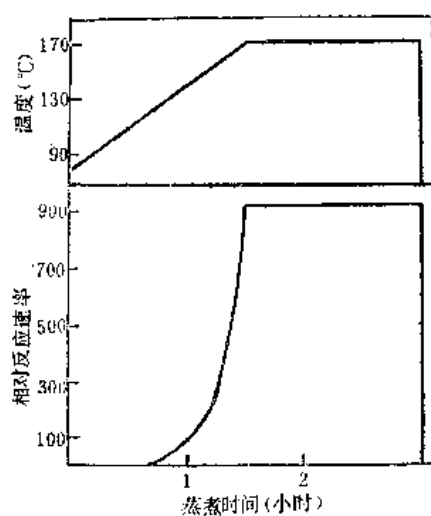


图 1-2-25 温度和相对反应速率与蒸点时间的关系

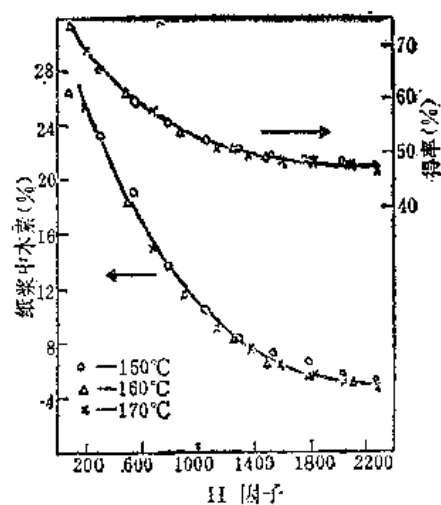


图 1-2-26 以31%硫化度蒸煮的纸浆木素含量与H因子的关系

表 1-2-12

计算在 170°C 蒸煮时的 H 因子和温度升至 180°C 时
要达到相同的 H 因子所需蒸煮总时间

时 间 (小时)	温 度 (°C)	相 对 反 应① 速 率	平均相对 反应速率① × 时间 = H 因子①
0.00	80	0	
0.25	95	0	$0 \times 0.25 = 0$
0.50	110	3	$2 \times 0.25 = 1$
0.75	125	15	$9 \times 0.25 = 2$
1.00	140	66	$41 \times 0.25 = 10$
1.25	155	258	$162 \times 0.25 = 41$
1.50	170	921	$590 \times 0.25 = 148$
.....	升温时总计 = 202
3.00	170	921	$921 \times 1.50 = 1380$
			整个周期总计 = 1582
或			
0.00	80	0	
.....	
1.50	170	921	升温至 170°C 总计 = 202
.....	
1.67	180	2057	$1489 \times 0.17 = 253$
.....	升温至 180°C 总计 = 455
2.22	180	2057	$2057 \times 0.55② = 1127$
			整个周期总计 = 1582

① 均取整数计算，不要小数，计算结果也取整数；

② 180°C 保温时 H 因子为 $1582 - 455 = 1127$ ，0.55 是由 $1127/2057$ 而得。

同，则其纸浆得率及纸浆木素含量相同。也就是说，只要控制相同的 H 因子，就可获得相同质量的纸浆。近年来关于 H 因子的研究，已确定木材纸浆硬度(卡伯值)与 H 因子对数函数之间成直线关系。因此，人们可根据纸浆质量要求，按 H 因子的数值来确定蒸煮有关条件，掌握主动权。

H 因子在工厂生产控制中的应用，已经逐步推广，尤其是在蒸煮过程自动化、连续蒸煮等更是重要的控制因素。即使在一般间歇蒸煮中，也可应用，如由于某种原因不能按原定蒸煮曲线进行蒸煮时，只要根据实际的蒸煮曲线计算出相同的 H 因子，即可调整蒸煮时间，以保证纸浆质量不变。

关于草类原料 H 因子的研究，国内有利用芦竹进行碱法蒸煮试验的，结果表明，在 H 因子基本相同的情况下，纸浆质量和得率也基本一致。因此，H 因子也适用于草类原料蒸煮。

但是，一系列研究表明，草类原料与木材蒸煮有区别，草类原料蒸煮前期脱木素速度比木材原料快得多，而后期则慢得多，这也是前面指出的荻苇蒸煮取消保温时间仍可获得较好质量的根据。研究结果认为，蒸煮后期得率与 H 因子关系可用下式表示之：

$$A = A_0 - mH \quad (1-2-7)$$

式中 H —— H 因子；

A —— 在给定 H 因子下的得率；

A_0 ——外推到 $H=0$ 时的得率;

m ——常数。

图 1-2-27 为麦草、杨木和云杉的硫酸盐法蒸煮过程中的得率与 H 因子的关系,在采用15%的化学药剂的条件下,蒸煮麦草、杨木和云杉,外推至 $H=0$ 时,麦草得率为53%,杨木为63%,云杉为68.6%。从图看出,在草类蒸煮过程中,开始迅速地大量地脱木素,以后反应很慢,不适当的延长蒸煮时间将导致纸浆强度下降。

近年来,随着电子计算机在蒸煮中应用的发展,需要找出蒸煮过程参变数与脱木素速度间的数学关系,即硫酸盐蒸煮脱木素反应动力学的数学模型。由于蒸煮过程木素、半纤维素、纤维素等反应非常复杂,目前尚无法提出一个普遍适用的数学模型,许多文献中提出的数学模型,都只是在实验基础上总结出来的(这些数学模型都包括有 H 因子),它只适用于某种特定的条件,不可随意推广。

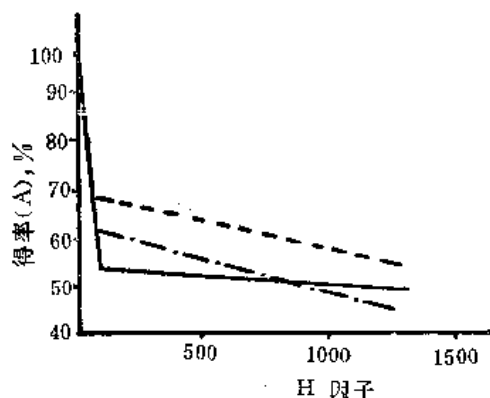
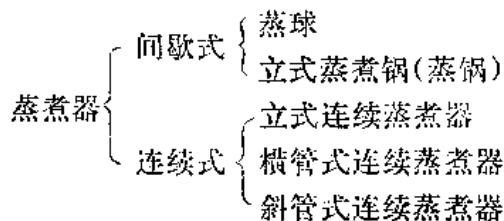


图 1-2-27 得率与 H 因子的关系

	A_0	m
云杉	68.5	0.0408
杨木	63.0	0.0145
麦草	53.0	0.003

第三节 蒸煮设备

蒸煮设备包括蒸煮器及其他附属设备,蒸煮器的分类如下:



一、间歇蒸煮设备

(一) 蒸球

蒸球是一种迴转式间歇蒸煮设备,本身为球形,主要由球体、机座、传动装置等主要部分组成,结构如图 1-2-28 所示。

球体是一个球形薄壁压力容器,采用厚的 16 K 锅炉钢板焊接或铆接制成,少数情况也可用复合不锈钢板制成。焊接结构的强度较高,而且要比铆接的少用 20% 钢材。因而,蒸球的制造均已采用焊接工艺,只有在某些老厂,才能看到铆接制成的蒸球。

在蒸球垂直中心线的位置,球体上开有一个椭圆形的装料孔,供装料、送液用,也可作为对蒸球内部进行检查或清扫时的人孔。装料孔有球盖,在装料送液后,可用紧固螺栓将其固定在装料孔上。为使装料孔处获得密封,保证在压力下安全运转,可在球盖

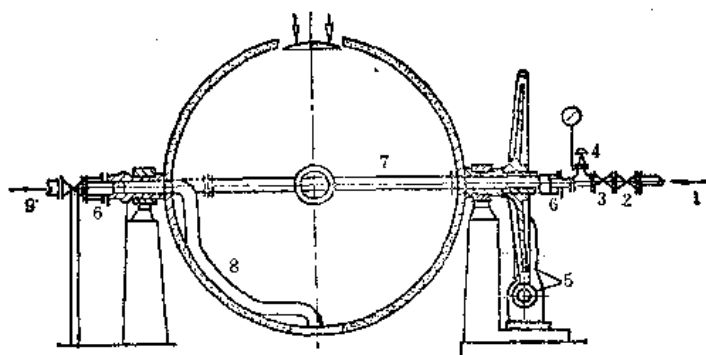


图 1-2-28 蒸球

1、7—进汽管 2、3—截止阀 4—安全阀 5—蜗轮蜗杆传动系统 6—逆止阀 8—喷放弯管 9—喷放管

凸缘和装料孔凸缘之间，衬以石棉垫、湿浆板或浆渣。如采用无压倒料，则装料孔又同时是卸料孔。

有些工厂在球体的内壁焊有若干三角铁或金属棒(也称羊角)，以帮助原料的搅拌混合，提高蒸煮效果。某厂采用羊角规格为： $\phi 18$ 毫米的圆钢，长 120 毫米，间距 250~280 毫米。

球体通过法兰盘与两个铸钢制的空心轴颈连接，并支承在两个半开式的油环轴承上，而轴承则固定在铸铁或混凝土结构的机座上。轴承只有下边有轴衬，轴承与轴承座之间形成球形结合，以便弥补装配时可能产生的误差。两个空心轴颈，一个与进汽管相连接，另一个则与喷放管连接。在进汽管道上还安装有安全阀、压力表、截止阀和止逆阀，用以控制生产和保证安全生产。应该指出，止逆阀的安装是重要的，而且必须安设在靠近蒸球一侧，以防发生球内黑液窜到主汽管道甚至锅炉内的事故。

轴头喷放管在蒸球非传动侧，沿球体内壁安装着一根弯管，弯管一端通过轴头内的接管与密封接头和喷放旋塞连接，并与喷放管接通；而弯管另一端则伸入到球体内最低点(放料时)，其位置正好与装料孔中心相对，管口向下，这样，喷放时就可以把料放干净。当蒸球回转到装料孔朝下的位置时，弯管开口即位于球内最高点，可利用弯管作为小放气之用。

旧式蒸球的喷放阀安装在装料孔相对位置的球壳上，喷放时将喷放阀与安设在球外的喷放管临时连接在一起，构成喷放系统。

在蒸球的外壁，通常都敷上 50~60 毫米厚的保温层，以减少蒸球的热损失。可选用碳酸镁和石棉(20:80)的混合物，作为保温材料。最好能在蒸球外壁焊上多个短钢棒，以利敷设保温材料。另外，在保温层外面再采用薄铁皮或铁丝网或玻璃纤维布包裹着保温材料，防止保温层脱落。

蒸球的传动装置是由蜗轮蜗杆系统构成，蜗杆由电动机通过减速器带动。传动装置安设在进汽管轴颈一侧，蜗轮即安设在轴颈上。蜗轮蜗杆传动的优点是：速比大，传动平衡，停机时不倒转，噪音小，维护简单。驱动蜗轮蜗杆系统的电动机，在接线上必须保证蒸球既能正转，又能反转，以适应操作的需要。

蒸球的优点有：球内原料与药液能较充分混合，药液浓度与温度比较均匀，浆的质量比较均匀；液比低，药液浓度较高，缩短了蒸煮时间；蒸球的表面积比同容积的立式蒸煮锅小，节省钢材，减少热损失；结构简单、体积小，设备投资费用少，生产管理、操作技术比较简单，上马容易，安装、维修也比较简便。

蒸球的缺点是：由于球体转动，容积不能太大；占地面积大；直接通汽，药液浓度变化大。

蒸球对中小型浆厂来说，仍有可取之处，但大型浆厂则很少采用，而倾向于采用立式蒸煮锅，主要是由于蒸球容积较小。

（二）立式蒸煮锅(蒸锅)

在我国大型（部分中型）硫酸盐浆厂中，广泛采用固定的立式蒸煮锅来蒸煮木材、竹子、荻、苇等纤维原料。立式蒸煮锅的主要优点是：锅容积大，每1米³每小时产浆量大，劳动生产率高，与同容积的蒸球比较，其占地面积小。缺点是：附属设备较多，构造复杂，制造技术要求高，设备投资费用大。

立式蒸煮锅按其加热方式的不同，可分为直接加热强制循环和间接加热强制循环两种。国内浆厂多采用间接加热强制循环，并辅以直接加热的方法。目前国内制造的碱法及中性盐法蒸煮锅的容积有50、75和110米³三种。

立式蒸煮锅的结构如图1-2-29所示。

立式蒸煮锅包括锅体、循环系统、支座三部分。

1. 锅体

锅体分上锥部、圆筒部和下锥部三部分，结构如图1-2-29所示。蒸煮锅的高度、直径及上下锥角的大小是蒸煮锅外形尺寸的重要指标。蒸煮锅的高度与直径之比一般在3.3~4.0之间，比值大的锅体细长，加热及药液分布比较均匀，成浆质量均匀。比值过小，加热和药液分布不均匀，对蒸煮质量有影响。蒸煮锅的上锥角为90°左右，下锥角为60°左右。上下锥角的大小对于蒸煮操作有一定的影响：若上锥角太大，则锅顶原料难于压紧，降低了装锅量；下锥角太大则放料较难，直接通汽时，加热不够均匀；如果下锥角过小，虽然加料、放料容易，但锅的表面积相对增加，锅容积则相对减小。

蒸煮锅锅体一般用20 K锅炉钢板焊接而成，一般厚度在28~32毫米左右。

上锥部的上面联接着铸钢做成的上锅颈(即加料口)，纤维原料即由此装入锅内。锅盖可为平板盖，也可以是带折边的盘形盖，上锅颈的法兰盘周围装有绞链螺栓，用以固定锅盖。为了便于锅盖的启闭，在锅颈上装有锅盖的提升及回转机构，转动手轮可以把盖子提起，推动支臂则盖子就可绕其轴心转动。这种启闭锅盖的方法较为费力，近年国内已有采用液压传动的启闭自动化的锅盖。

上锥部内壁有两组锥形滤网，上面一组的锅壁上有排汽口，排汽时防止将浆料带出，堵塞管道；下面一组是使循环加热系统送来的药液通过滤网后，均匀分布于锅内。滤网是靠螺钉固定在焊接于锅壁上的滤网架上。

锅体中部的圆筒部的内壁，装有圆筒形的滤网，其滤板的孔径差别较大，有3~5毫米，也有6~7毫米或更大。滤网在锅壁的位置，应根据蒸煮原料和液比多少来决定，一般在靠锅体中下部的地方。锅壁及滤网、滤网架组成了一个环形空间，锅中药液通过

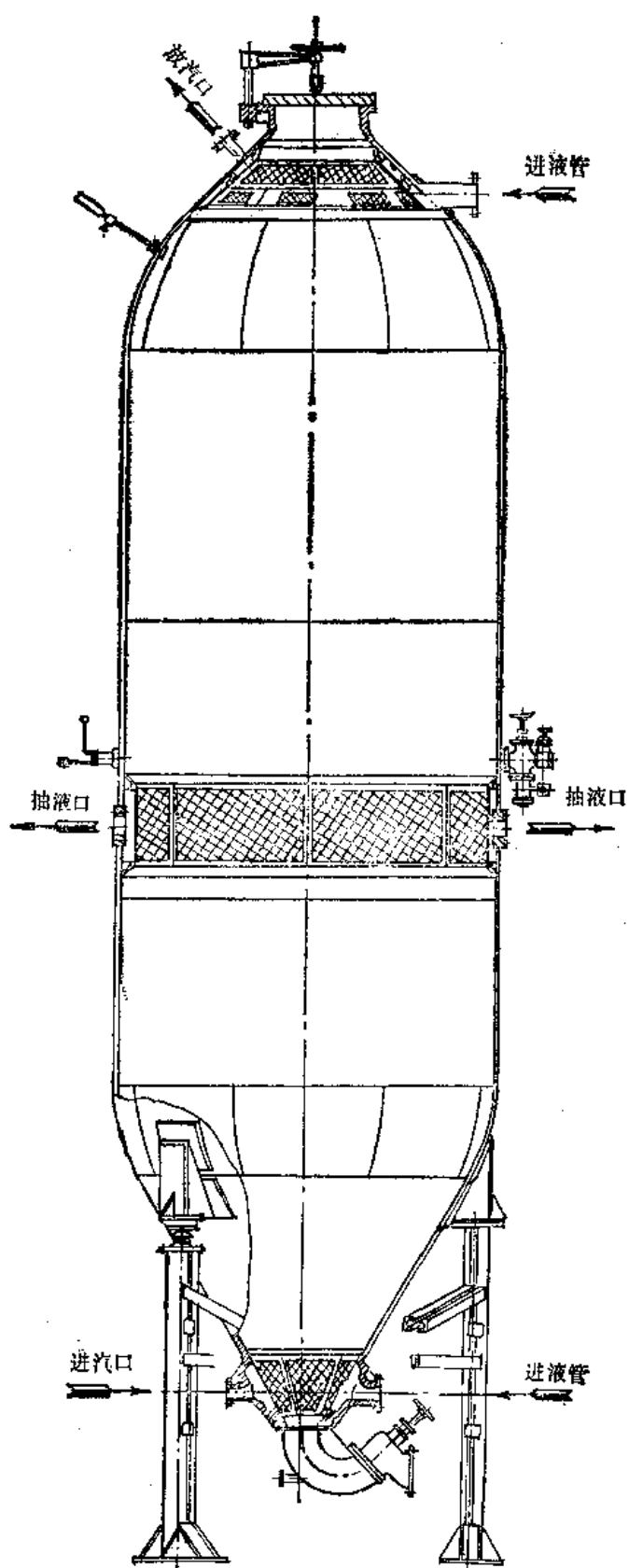


图 1-2-29 75 米³硫酸盐蒸煮锅

滤网后，经由两个锅壁上的抽液口用循环泵抽到加热系统。为了保证药液有充分的循环量，滤网有效过滤面积应为循环管入口截面的 10 倍以上。在圆筒部设有装置温度计、热电偶、压力计及取样口等设施。

下锥部的小头与下锅颈相连接，而下锅颈又与放料弯管连接着。在下锅颈内壁也装有滤网，由加热器加热后的药液，通过滤网进入锅之下部。下锅颈还有直接通汽管道，供直接通汽用。在与下锅颈相连接的放料弯管的水平位置上，接有小管，可以通入蒸汽或水，供放浆时吹出浆料及清洗管道之用。

与放料弯管连接的是放料阀，硫酸盐蒸煮锅的放料阀门，多采用斜杆圆盘式阀（图 1-2-30）。在阀的外壳开有手孔，供检查清洗之用。

蒸煮锅之外表面均敷设保温层，以减少热损失，其厚度约为 50~75 毫米。

2. 支座

蒸煮锅连同锅内原料、药液的全部重量，完全通过托耳支座支承在支柱上，根据锅容积的不同，托耳和支座的数目为 4~6 个。由于立式蒸煮锅是间歇操作，升温降温频繁，锅体则热胀冷缩，为了适应这种变化，而不致产生较大的局部应力，故托耳支座不是完全固定在支柱上，而是容许支座与支柱有相对位移。例如，某些蒸煮锅有 4 个托耳支座，其中一个支座固定在支柱上，其他三个支座则是放在支柱上，支座可在支柱上移动，连接两者的螺丝没有旋紧，只起定位作用。

3. 循环系统

循环系统是由加热器、循环泵与循环管道组成。药液循环是为了保证温度与浓度的均一，以获得质量均匀的纸浆。硫酸盐蒸煮锅常用的间接加热循环系统有两种型式，即底部抽液循环系统和中部抽液循环系统。

图 1-2-31 为底部抽液循环系统示意图。药液由循环泵从锅体下锥部的滤网抽出，至加热器加热后，大部分药液由锅顶部注入锅内，小部分由锅底部注入。

这种循环系统，优点是蒸煮锅上部温度高下部压力大，彼此配合能使蒸煮均匀。但其缺点是抽液滤网装在锅下部，蒸煮滤水性差的原料时，造成蒸煮后期药液循环量减少。同时，在蒸煮后期，浆料由于抽液而渐渐浓密，易造成堵塞滤网和放料困难的现象。

中部抽液循环系统，药液由中部抽出，经循环泵与加热器后，大部分送入锅的底部，小部分送入锅顶部，如图 1-2-32 所示。这个系统，由于滤网位置高，能保证循环泵在蒸煮中满载，滤网不易被堵塞；加热后的药液大部分由锅底送入，使浆料始终保持疏松状态；蒸煮均匀，易于放浆。因此，现今大部分硫酸盐蒸煮锅多采用此循环系统。

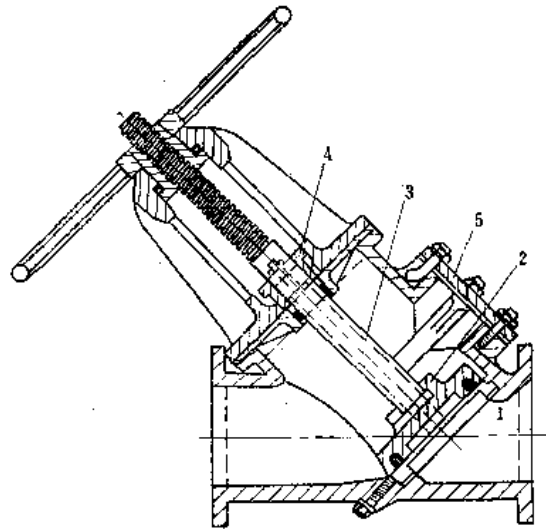


图 1-2-30 放料阀门
1—活瓣座 2—活瓣 3—活塞杆 4—盘根
5—检查口

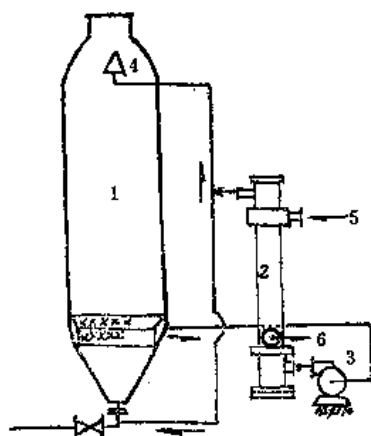


图 1-2-31 底部抽液循环系统

1—蒸煮锅 2—加热器 3—循环泵 4—碱液
喷洒器 5—蒸汽 6—冷凝水

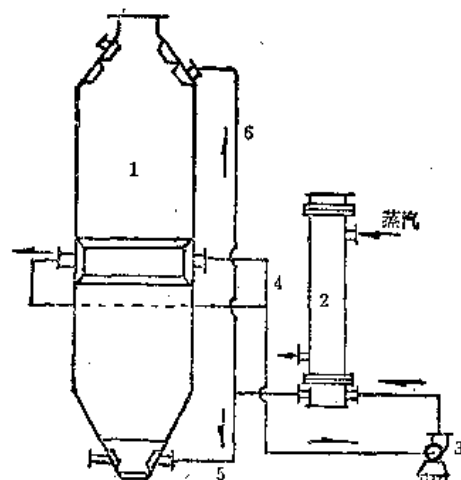


图 1-2-32 中部抽液循环系统

1—蒸煮锅 2—加热器 3—循环泵 4—中循环
5—下循环 6—上循环

循环泵应采用耐热耐碱材料制成的离心泵，其叶轮与迴转轴均为不锈钢制成。循环泵的轴承应为水冷式。循环泵的扬量应以能使药液每小时循环 8~12 次为宜，其扬程应为 16~20 米。

碱法蒸煮加热器的加热面积，一般要求达到每立方米锅容有 0.5~0.8 平方米左右，国内目前生产的 50、75、110 米³蒸煮锅分别配用 40、50、90 米²的加热器。

碱法蒸煮常用的加热器有三种：双程套管式加热器、列管式加热器与 U 型管加热器。

双程套管加热器如图 1-2-33 所示。加热器内，底部的管子套板上，固定着许多垂直的管子，管子的下端嵌在管子套板上，上端封闭，在每根粗的固定管中，同心的安装了一根细管子，细管子上端距管的封闭端大约 200 毫米，细管的下端固定在另一管子套板上。进行加热时，蒸汽从下部通入，经细管上升到顶部后，从细管流出在粗管的内壁（即粗细管间的环隙）凝结，凝结水由两个管子套板之间的小室流出。被加热的药液从下部进入，翻过内壳板，在粗管外从上往下流动，流到底部后，从纵隔板的底部折而往上流动，最后从上药液出口处流出。套管热交换器构造简单，汽管可自由伸缩，若内管和外管的直径选择适当，流体的流速较大，热交换的效能较高。但其最大缺点是药液在管外流动易结垢，须经常清洗。

列管式加热器一般采用膨胀壳型列管式加热器，其外壳能随钢管的伸缩而变化，如图 1-2-34 所示。其构造是在圆筒形壳内装有由很多平行管子所组成的管束，管束安装在器身两端的花板上。器盖由螺钉固定在外壳上，必要时可将盖打开，以清洗管子。加热时，药液由 1 处流入加热器，沿加热管上升，从顶部花板上出来后，又流入另一组管子，沿加热管流下，最后从底部 2 处排出。蒸汽由 4 处进入，冷凝水从 3 处排出。此外，有的硫酸盐浆厂亦用单程列管式加热器。

U 型管加热器如图 1-2-35 所示。药液由顶部的一边进入加热器内，通过加热管后再由顶部的另一边排出。

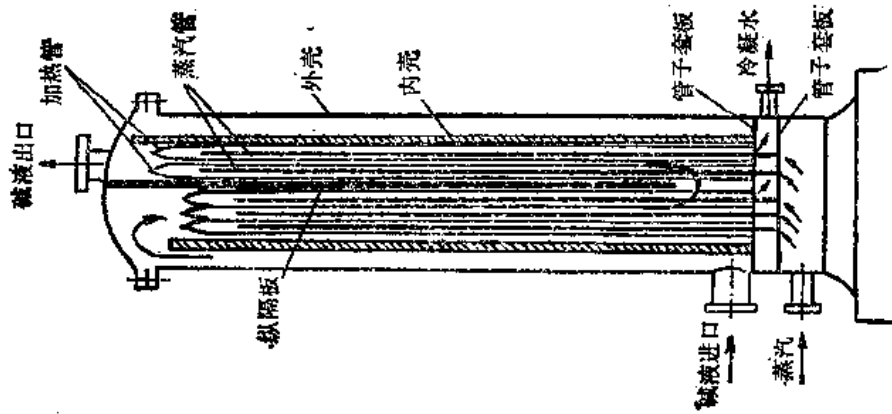


图 1-2-33 双程套管式加热器

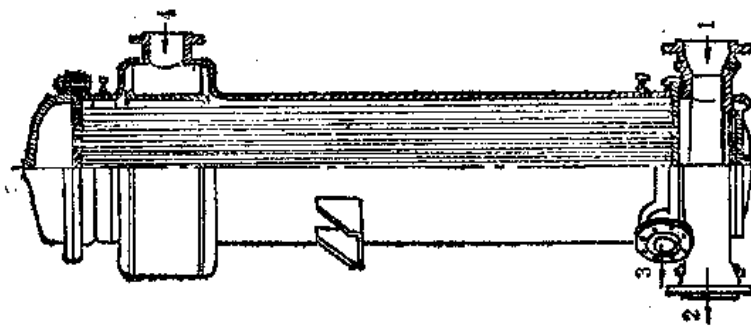


图 1-2-34 双程列管式加热器
1-药液入口 2-药液出口 3-冷凝水出口
4-蒸汽入口

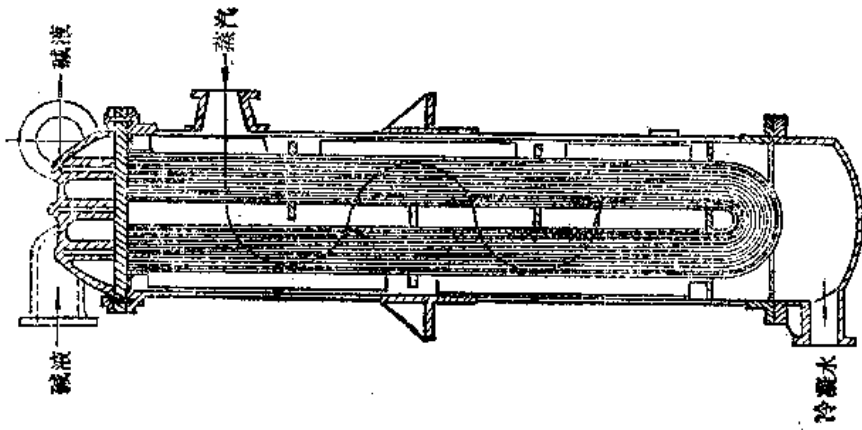


图 1-2-35 U型管加热器

加热器的构造与大小主要根据蒸煮操作要求、热平衡计算来决定。计算时加热管的总传热系数 K 与管垢、药液浓度、药液流量及流速有直接关系，很难精确决定，一般为 $1.125 \sim 3.96 \times 10^7$ 瓦特/米²·°K (970~3410 千卡/米²·小时·°C)，当管内清洁无垢时为 $2.83 \sim 3.40 \times 10^7$ 瓦特/米²·°K (2440~2930 千卡/米²·小时·°C)，有少量结垢时为 1.98×10^7 瓦特/米²·°K (1710 千卡/米²·小时·°C)。在选择加热器时，要求加热面要足够大，加热管表面光滑，加热管细长，药液流速大。

加热器容易产生结垢，其原因有：(1) 白液不清洁，(2) 蒸汽的过热度太高，(3) 通过加热器药液温度升高过快，(4) 药液通过加热管内的流速太低。

(三) 蒸煮器的选择

这里所讨论的蒸煮器的选择，是指间歇蒸煮而言。选择蒸煮器的型式、大小与数量，主要根据工厂生产的规模，所用植物纤维原料种类，工厂的具体条件等决定。

一般中小型草浆厂，宜选用蒸球，蒸球的蒸煮比较均匀，蒸煮过程的控制比较简单，操作亦比较方便。蒸球的附属设备少，投资省，上马快，维修容易。象棉、麻类长纤维原料也宜用蒸球蒸煮。

在大、中型浆厂，尤其是大厂，以选用立式蒸煮锅为宜，它适用于木材蒸煮，亦可用于荻苇、竹、蔗渣等原料蒸煮。

蒸煮器容积和个数的选择，除根据工厂生产规模决定外，还要考虑保证生产均衡和生产调度上的方便，在其中一个蒸煮器检修时或发生意外事故时，不致太大的影响全厂的生产；另外，还应尽量降低供汽、供水、供电高峰负荷。因此，选用每台蒸煮器的生产能力最好不超过全厂纸浆总产量的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ ，一般以选用 2~3 台为宜，选用一台蒸煮器是不适当的。选用的蒸煮器的型号、规格应尽量采用目前通过鉴定的定型产品。

蒸煮器总容积计算如下：

$$V = \frac{Q}{A} \quad (1-2-8)$$

式中 V ——所需蒸煮器总容积(米³)；

Q ——每天粗浆(风干或绝干)产量(公斤/日)；

A ——蒸煮器每天每米³锅容产浆量(公斤/米³·日)。

$$A = \frac{\text{单位装锅量(风干或绝干公斤/米}^3) \times \text{粗浆得率}\%}{\text{蒸煮周期}} \times 24 \quad (1-2-9)$$

二、间歇蒸煮其他附属设备

除蒸煮器外，蒸煮工段尚有装锅器、喷放装置及热回收系统等附属设备。

(一) 装锅器

蒸煮锅或蒸球的装料可用人工的自然装锅及装锅器装锅。装锅器的种类很多，国内主要采用两种装锅器，分别简述如下。

在立式蒸煮锅装锅时，一般采用蒸汽装锅器进行装锅，常用的蒸汽装锅器如图 1-2-36 所示。装锅器的环形带有 20~24 个蒸汽喷咀，喷咀的中心线与水平面成 55~60°

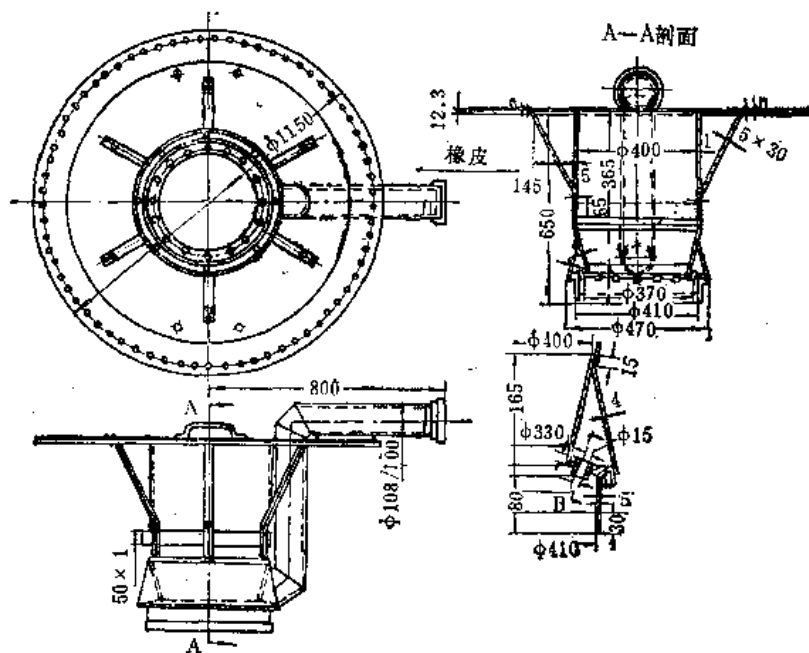


图 1-2-36 蒸汽装锅器

角，此角度称为蒸汽喷射角，与装锅紧度有关。喷嘴中心线还与垂直面约成 22° 角，此角度称蒸汽旋转角，其作用是使切片分散。

在中小型草浆厂蒸球装料时，多采用蒸球装料器，其构造如图 1-2-37 所示。搅拌装置具有迴转式叶片 3~4 块，叶片长约 225 毫米，宽约 143 毫米。搅拌装置直接由 5.5 千瓦电动机通过三角皮带和槽轮带动，迴转速度约为 955 转/分。图示装料器是依靠四个滑轮，悬挂在设于蒸球上方的工字钢滑轨上。装料时，可将装料器推至蒸球装料口的上方，然后扳动手轮，使搅拌叶片下降到装料口内，此时装料斗也会随同下降，直至座于蒸球装料口上方的楼板开孔。开动搅拌装置的电动机，并开始装料，由于搅拌叶轮的不断回转，将草片均匀分散到球内各处。装料完毕，即可关闭电动机，提起搅拌叶轮和装料斗，将整个装料器向侧面推开，以便盖上球盖。

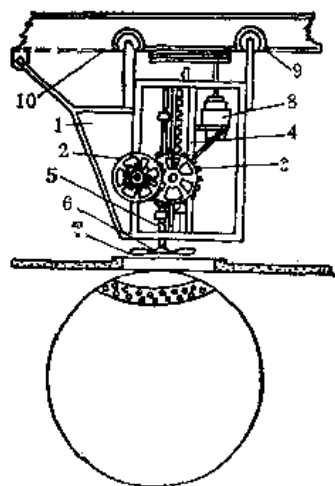


图 1-2-37 装料器

1—斜形方口装料斗 2—手轮 3—齿轮 4—升降装置平扳牙 5—叶轮的传动轴 6—伞形盖 7—叶片 8—电动机 9—滑轮 10—滑轮

国产 2 JF-1 型蒸球装料器的结构基本与图 1-2-37 所示相似，已在生产中获得较广泛应用。

(二) 喷放装置

喷放装置有喷放池、喷放仓及喷放锅，是承接蒸煮器喷放出来的浆料的中间贮浆容器。喷放池、喷放仓一般在中小厂应用，喷放锅一般在大中型浆厂使用。

1. 喷放池

喷放池位于蒸球底下或安置于蒸煮车间外，均为具有“假底”可供洗浆的混凝土池子。喷放操作时，应预先在池内注入一定水量，浆料直接喷入水中。

2. 喷放仓

喷放仓顶部为锥形，有蒸汽出口；中部为圆筒形，喷放浆料入口在圆筒部的上面；底部做成锥形，浆料出口有出料螺旋输送机。喷放时，由蒸球来的浆料喷入喷放仓后，蒸汽从顶逸出，浆料则落至下部。此时，安装在圆锥形底部的环形小管，根据需要将浆料稀释，而后由螺旋输送机推送至冲浆池，再泵送至洗涤工段。目前国产喷放仓有 30、50 和 80 米³三种规格，均是钢板焊接制成。

3. 喷放锅

喷放锅一般安装于蒸煮车间外。喷放锅一般用 12~18 毫米厚钢板焊接制成，喷浆时，喷放锅所受的压力约为 9.81×10^4 牛顿/米² (1.0 公斤/厘米²)，同时锅体将受到一定的震动。喷放锅锅体为圆筒状，而底部则有锥底和平底结构两种，分别称为锥底喷放锅

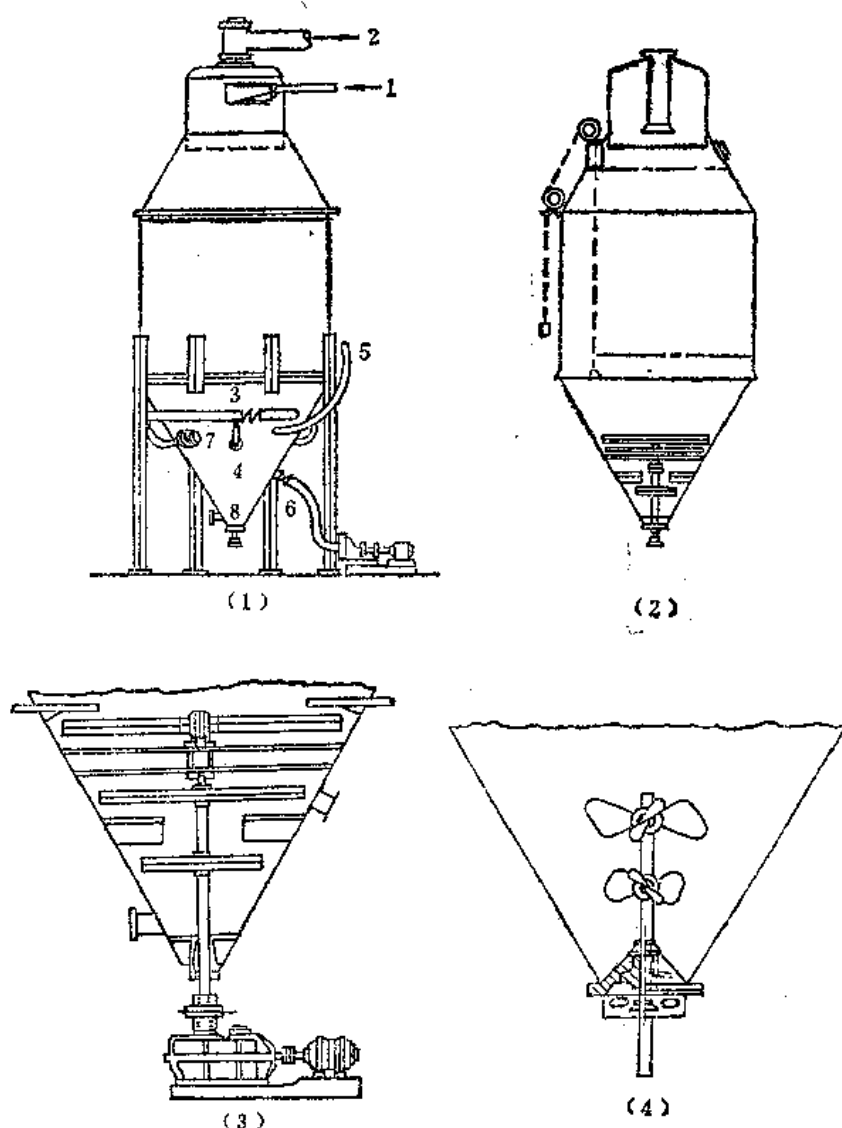


图 1-2-38 锥底喷放锅构造示意图

1—纸浆入口 2—废蒸汽出口 3—稀释用黑液总管 4—稀释用黑液进口喷嘴 5—纸浆回流管 6—浆料出口管 7—人孔 8—除杂质小孔

和平底喷放锅。

图 1-2-38 为锥底喷放锅示意图。锥底喷放锅底部装有直立式搅拌装置，常见的搅拌器有叶桨式(3)和螺旋桨式(4)。采用叶桨式搅拌器，其转速一般为 20 转/分左右，而采用螺旋桨式搅拌器则转速为 100~120 转/分。这种喷放锅的特点是：在锅底的浆料，有搅拌器的搅拌作用，能使浆料与送来稀释用的黑液均匀混合，以利于下一工序的洗涤处理。过去锥底喷放锅容积有 330 米³及 210 米³两种，目前列入三化标准的仅 330 米³一种。

平底喷放锅底部为平底，底部中央有锥顶部件，使锅底构成一个环状浆道。在环状浆道上，又设有叶轮搅拌器。平底喷放锅构造如图 1-2-39 所示。目前国产的平底喷放锅有 80、150 和 225 米³三种规格。这种平底喷放锅制造简单，能保证送出的浆料浓度较均匀。

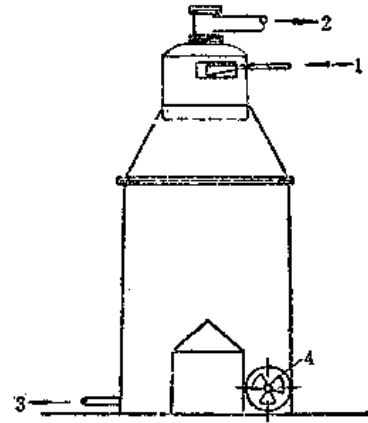


图 1-2-39 平底喷放锅
1—浆料进口 2—排气管 3—浆料出口 4—搅拌器

喷放锅(或喷放仓)的总容积，一般为蒸煮器总容积的 1.5~1.8 倍，每台喷放锅(或喷放仓)的容积一般应为每台蒸煮锅容积的 2.5~3 倍，例如两台 110 米³蒸煮锅可用一台 330 米³喷放锅，两个 25 米³蒸球可用 80 米³喷放仓一个。

(三) 热回收系统

蒸煮过程中的小放汽、大放汽与放料过程中均有大量蒸汽，合理地回收利用这些蒸汽的热量是有意义的。

小放汽与大放汽放出的气体可通过螺旋热交换器加热清水。在松木浆蒸煮中，可同时回收松节油。

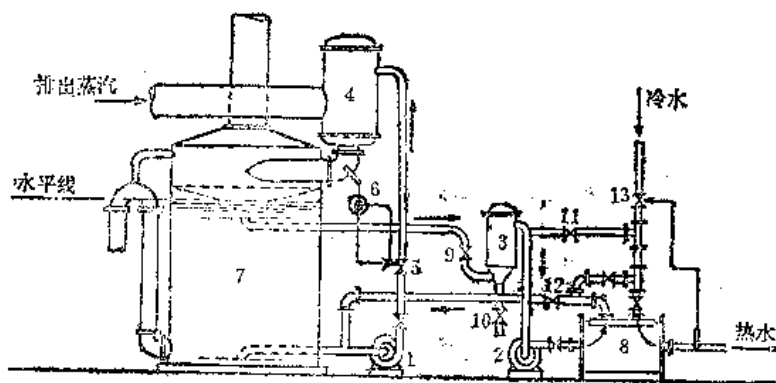


图 1-2-40 喷射式冷凝器热回收系统

1—水泵：抽冷凝水收集槽中的冷凝水，送到喷射式冷凝器冷却蒸汽之用 2—水泵：抽冷凝水收集槽中的热冷凝水，经螺旋热交换器后回到冷凝水收集槽的底部或直接进入泵 3—过滤器：滤去冷凝水中之悬浮物 4—喷射式冷凝器 5、6—自动调节阀及自动调节器 7—污冷凝水收集槽 8—螺旋热交换器(或其他型式的热交换器) 9、10、11、12—阀 13—自动调节阀

放料过程产生的大量蒸汽，在大中型硫酸盐浆厂，一般用喷射式冷凝器热回收系统冷凝回收热量，如图 1-2-40 所示。它主要由汽水直接接触的喷射式冷凝器(又名混合式冷凝器)、污冷凝水收集槽、螺旋热交换器、热水槽等组成。来自喷放锅的废蒸汽进入喷射式冷凝器 4，与由泵 1 抽出来的温度较低的冷却水直接接触而冷凝，冷凝水连同冷却水一并进入污冷凝水收集槽 7 的上部，比较热的冷凝水通过过滤器 3 后，由泵 2 抽送至螺旋热交换器 8，然后仍返回冷凝水收集槽的下部或直接由泵 1 抽送至喷射式冷凝器。进入螺旋热交换器的清水经加热后，送热水槽供洗涤工段或其他工段应用。

在操作时注意送入喷射式冷凝器的冷却水温度应不超过 $40\sim 45^{\circ}\text{C}$ 。而喷射式冷凝器出口的水温应不超过 $90\sim 95^{\circ}\text{C}$ 。

三、连续蒸煮及其设备

连续蒸煮是制浆工业的一大改革，它使蒸煮过程实现了连续化和自动化。连续蒸煮器的型式很多，有立式、横管式、斜管式等等。国内目前主要是立式与横管式两种。从世界范围来看，以立式中的卡米尔(Kamyr)连续蒸器最为普遍，据 1971 年统计，年产量达 3000 万吨，占世界纸浆总产量的 30% 以上，近年仍在高速发展。我国连续蒸煮从 1958 年开始，近年有了一定的发展，特别是我国草类原料在造纸原料中所占比重较大，而其组织结构疏松，木素含量低，蒸煮比木材容易，更有条件采用连续蒸煮。而且草类原料容重低，间歇蒸煮时单位容积装锅量小，需多台间歇蒸煮器，而采用连续蒸煮时，原料一经预浸阶段即会软化，可提高其单位容积装锅量。

连续蒸煮与间歇蒸煮相比，其优点是：

- (1) 由于连续生产，生产人员少，劳动强度低。
- (2) 单位设备容积的生产能力大。
- (3) 电和蒸汽的供应均衡，无高峰负荷。
- (4) 没有突然的放汽，大气污染小，也易控制。
- (5) 设备腐蚀小。
- (6) 单位耗汽量和化学药剂单位耗用量较低。
- (7) 纸浆得率较高，质量均匀、稳定。
- (8) 占地面积小。

其缺点是：

- (1) 需要仪表多、维修费用大。
- (2) 设备加工精度要求高。
- (3) 动力消耗大。
- (4) 不能在短时间内变更浆的品种。
- (5) 蒸煮松木时，副产品松节油得率低。

下面就立式与横管式连续蒸煮的工艺与设备分别叙述之，斜管式连续蒸煮在半化学浆和化学机械浆一章介绍。

(一) 连续蒸煮器流程及工艺条件示例

1. 立式连续蒸煮器

在目前应用的各种立式连续蒸煮器中，结构上大同小异，这里着重介绍国际上应用较广泛的卡米尔连续蒸煮器及国内适用于中小型厂的塔式连续蒸煮器两种：

(1) 卡米尔连续蒸煮器：卡米尔连续蒸煮器目前有三种基本型式：水力型、汽相-液相型及汽相-液相与高压预浸渍相结合的蒸煮系统。图 1-2-41 为水力型卡米尔连续蒸煮器流程。由图可见，筛选后的木片经磁力分离器分离出夹杂的金属物质后，送入

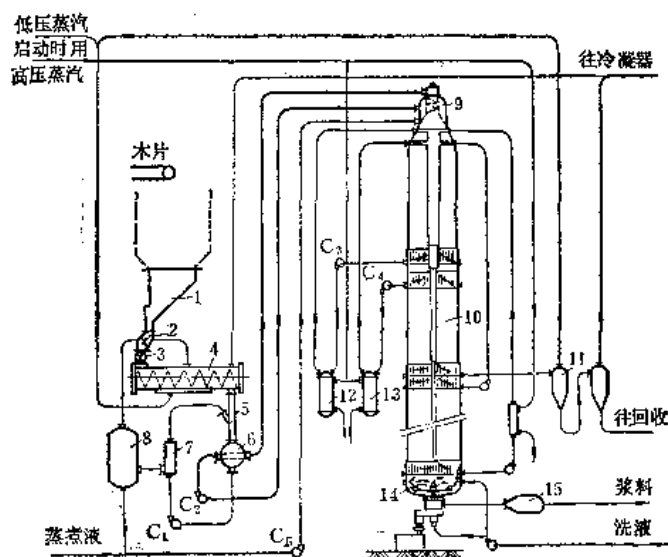


图 1-2-41 卡米尔连续蒸煮器流程

1—木片仓 2—计量器 3—低压给料器 4—汽蒸器 5—溜槽 6—高压给料器 7—过滤器 8—液位平衡槽 9—进料装置 10—蒸煮器 11—闪急汽化罐 12、13—加热器 14—排料器 15—网式浓缩器 C₁—溜槽循环泵 C₂—上循环泵 C₃、C₄—药液循环泵 C₅—白液泵

木片仓 1，经钢制料斗进入计量器 2。蒸煮器的生产能力由计量器转速控制调节，通过计量器，木片定量地均匀进入低压加料器 3。低压给料器用于将木片送入汽蒸器 4，同时起密封汽蒸器压力之用。木片在汽蒸器中于温度 $100\sim 120^{\circ}\text{C}$ 、压力 $6.87\sim 14.72\times 10^4$ 牛顿/米² ($0.7\sim 1.5$ 公斤/厘米²) 下进行汽蒸，以排除木片中之空气，改善浸渍条件。汽蒸所用蒸汽来自闪急汽化罐 11，不足时可补充新蒸汽。汽蒸出来的松节油等挥发物及多余蒸汽与空气一起送往冷凝器冷凝，回收松节油。汽蒸后木片由螺旋推入溜槽 5，木片在溜槽中靠自重和溜槽循环泵 C₁ 的回流药液冲入高压加料器 6 的转子空腔中。高压加料器用于将木片连续地送往蒸煮器顶部，同时它也是维持汽蒸器 $6.87\sim 14.72\times 10^4$ 牛顿/米² ($0.7\sim 1.5$ 公斤/厘米²) 的压力与蒸煮器 $9.81\sim 11.77\times 10^5$ 牛顿/米² ($10\sim 12$ 公斤/厘米²) 压力的密封装置。高压给料器外壳衬套的下部有滤板，当转子空腔处于垂直位置时，木片被滤板截留于空腔中，而与木片一同进转子空腔的药液被溜槽循环泵 C₁ 抽过滤板，送入管线上的过滤器 7，在此药液分成两部分，一部分送入溜槽冲带木片，多余的部分送往液位平衡槽 8，它的作用是维持溜槽液面在一定位置。当高压加料器迴转到使空腔处于水平位置时，木片即被上循环泵 C₂ 送来的药液冲出，经上循环管进入蒸煮器顶部的进料装置 9 中。进入进料装置药液穿过圆筒形滤网进入环形药液室，再由上

循环泵 G_2 抽送至高压给料器，而木片则由直立螺旋推入蒸煮器 10 内。木片在蒸煮器内依次经历浸渍区、升温区、蒸煮区、高温扩散洗涤区和冷却区等几个区域。蒸煮液在蒸煮器外专用的加热器 12、13 中进行间接加热，用药液循环泵连续循环，以使锅内保持必要的温度。从蒸煮区下部抽出的黑液导入闪急汽化罐 11 进行汽化，所获得的二次蒸汽供木片汽蒸用，黑液经再次闪蒸后送往回收。白液由白液泵 G_3 泵入蒸煮器顶部环形药液室中。蒸煮好的浆料，通过器底排料装置 14 进入网式浓缩器 15，经浓缩后通过喷放阀，而后再经球阀喷入喷放锅中。

下面例举加拿大某厂卡米尔连续蒸煮器的有关数据于下：

设计能力 325 风干吨/日，实际能力 420 风干吨/日，蒸煮器塔高 42 米，直径 3.96 米，体积 424.5 米³。用这台连续蒸煮器采用硫酸盐法蒸煮混合针叶木(50% 铁杉、30% 冷杉、20% 红香木)，木片在预浸渍区浸渍约 40 分钟，在蒸煮区停留约 60 分钟。这台连续蒸煮器在生产能力为 420 风干吨/日时的主要工艺数据如下：

进药液加热器的蒸汽压力	1.37×10^6 牛顿/米 ² (14.0 公斤/厘米 ²)
进汽蒸器的蒸汽压力	3.43×10^5 牛顿/米 ² (3.5 公斤/厘米 ²)
贮存槽白液浓度	100 克/升
蒸煮液量	1100 公斤/分
顶部药液循环量	17000 公斤/分
进蒸煮器的木片量	星型喂料器每转一圈进木片 0.34 米 ³
液/木片比例	17.5%
顶部药液循环温度	110°C
蒸煮器内压力：顶部	约 1.18×10^6 牛顿/米 ² (12 公斤/厘米 ²)
底部	约 1.33×10^6 牛顿/米 ² (13.6 公斤/厘米 ²)
蒸煮温度：上部加热器	156°C
下部加热器	171°C
加热器循环量：上部加热器	42.5 米 ³ /分
下部加热器	48.0 米 ³ /分
木片在蒸煮器内停留时间	2 小时 45 分
喷放温度	95°C

采用卡米尔连续蒸煮器处理草类原料时，根据草类原料的特点，采用药液预浸渍和低压蒸汽汽蒸处理，以克服草类原料体积庞大的问题，提高单位容积产量。又因草类原料容易浸透，可不用药液的体外循环系统。

卡米尔连续蒸煮器自 1950 年投入工业生产，20 多年来技术上不断改进，主要的有：

① 采用冷喷放：最初采用热喷放，纸浆强度不如间歇蒸煮的好，1958 年改冷喷放，即在蒸煮器的底部泵入 70~80°C 的黑液或清水，使放锅前浆料温度降到 80~85°C，这样，减少纤维的损伤，纸浆强度可与间歇蒸煮相比美。

② 增加高温逆流洗涤区：在蒸煮器底部增加高温洗涤区，洗涤水由洗涤区底部注入，逆流而上，被置换出的浓黑液由洗涤区上部抽出，在这一区间洗液逐渐被加热到

120~130℃。实践证明，在这样的温度下，化学药品的扩散速率大，洗涤效果很好。以往蒸煮出的浆料需经3~4段真空或压力洗浆机逆流洗涤，而采用体内高温逆流洗涤后，浆料只经一台洗浆机补充洗涤即可，节省了洗涤设备，节省了动力，浆料也较白。1962年后生产的卡米尔连续蒸煮器，已全部采用高温逆流洗涤。

③ 顶部采用倾斜的分离器：图1-2-42所示为水力型卡米尔连续蒸煮器和带倾斜分离器的蒸煮器顶部比较。可以看出，木片从分离器底部送入，借螺旋推进器送入蒸煮器，多余的蒸煮液送回高压给料器循环使用。从蒸煮器顶部通入蒸汽加热。蒸煮器内液位可随意控制，这样就可进行汽相蒸煮、液相蒸煮或汽相-液相两级蒸煮，大大提高了卡米尔蒸煮器的适应性。

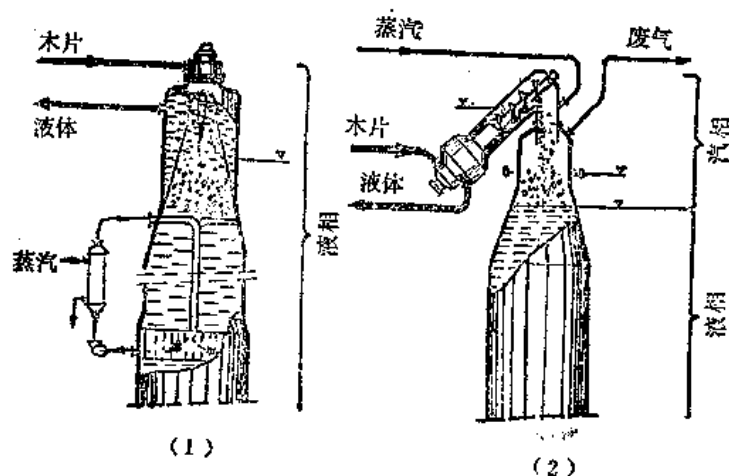


图 1-2-42 水力型卡米尔连续蒸煮器和带倾斜分离器的蒸煮器顶部比较
(1) 水力型卡米尔连续蒸煮器顶部 (2) 带倾斜分离器的蒸煮器顶部

④ 高压预浸渍器：1970年前后，在卡米尔连续蒸煮器前加了一个立式高压浸渍器，一般在 9.81×10^5 牛顿/米² (10 公斤/厘米²)、82~104℃ 下浸渍 40 分钟。这样可提高产量约 30%，可提高纸浆得率，降低粗渣含量，浆料也容易打浆。

卡米尔连续蒸煮器的生产能力，近年新建的大多为 600~700 吨/日，最大的达 1300 吨/日，从技术经济观点考虑据认为应不小于 300 吨/日为宜。现在卡米尔连续蒸煮器不仅可以煮高级可漂浆，甚至煮精制浆，也可以煮高得率浆、半化学浆；在制浆方法上可以用硫酸盐法、预水解硫酸盐法，也可用亚硫酸盐法（包括中性亚硫酸盐，但钙盐基亚硫酸盐法除外）；在所用原料上，已由针叶木扩大到阔叶木及蔗渣、禾草等，是一种适应性较大的连续蒸煮器。

(2) 塔式连续蒸煮器：我国自己设计制造的第一台塔式连续蒸煮器，于 1966 年在广州某造纸厂投产。该装置可生产蔗渣、稻草漂白化学浆，抄造书写纸、薄凸版纸和凸版纸。用蔗渣制半化学浆生产凸版纸也取得了初步成果。这套装置的生产流程如图 1-2-43 所示，草片由胶带输送机送入转子计量器，再落入风送机中。草片采用风送，通过旋风分离器，落入耙齿式浸渍机，再与碱液混合。多余的碱液可在螺旋压榨机中挤出，回流到浸渍机底部。浸渍后的草片通过立式螺旋，进入格仓给料器，然后定量地落入卧式螺旋蒸煮管内，由此再通过立式连续蒸煮管，最后由立管底部通过弯管排料阀，

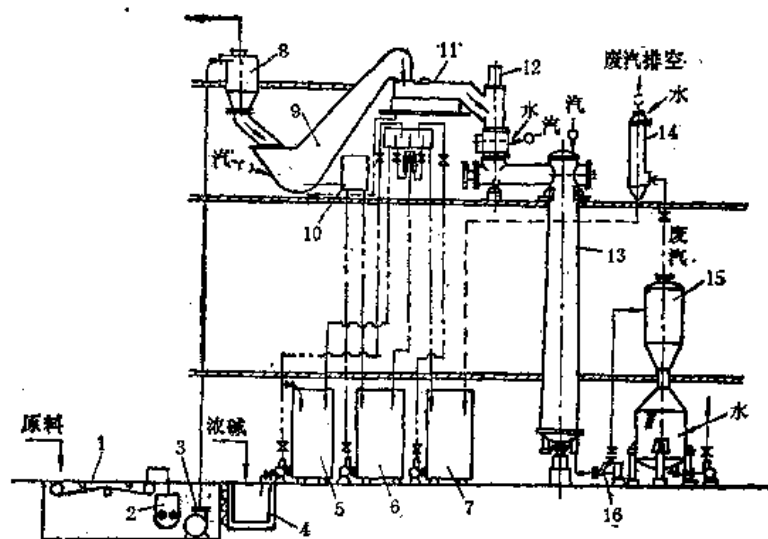


图 1-2-43 塔式连续蒸煮器流程图

1—胶带输送机 2—转子计量器 3—风送机 4—浓碱槽 5—浓碱箱 6—稀碱箱
7—热水箱 8—旋风分离器 9—浸渍机 10—碱液位箱 11—螺旋压榨机 12—立式螺旋推进器 13—立式连续蒸煮器 14—混合冷凝器 15—喷放锅 16—排料阀

送到喷放锅。立式连续蒸煮管底部设有锚式搅拌器，以保证顺利出料。

该装置主要设备特征如表 1-2-13 所示。

表 1-2-13

设备名称	主要规格	动力
格仓给料器	分七格，转子规格 $\phi 420/\phi 439 \times 382$ 毫米； 转子转速 13.5 转/分； 进料口 268×220 毫米，出料口 268×180 毫米； 平衡管径 $\phi 15$ 毫米	电动机 7 千瓦
卧式蒸套管 (又称预蒸管)	管子 $\phi 350 \times 2800$ 毫米； 进口 $\phi 340$ 毫米； 螺旋外径 $\phi 310$ 毫米，螺距 210 毫米； 转速 22 转/分	电动机 2.8 千瓦
试蒸煮塔	塔身 $\phi 600/\phi 900 \times 9000$ 毫米，壁厚 10 毫米；容积 4 米 ³ ， 有效容积 3.5 米 ³ ； 工作压力 8 公斤/厘米 ² 以下； 塔底搅拌器转速 8 转/分	搅拌器电动机 2.8 千瓦
弯管排料器	管径出口 $\phi 127$ 毫米，进口 $\phi 150$ 毫米； 冲程 0~25 毫米； 排料次数 11~13 次/分	电动机 1~3 千瓦

蒸煮甘蔗渣化学浆工艺条件如下：

蔗渣除髓后蔗髓保留率 6% 以下，外观黄白色，水分 40% 以下；

用碱量 12~14% (NaOH)；

碱液预热后温度 80~90℃，浸渍时间约 1 分钟，浸渍出口液比 1:4.5~5.0；

螺旋压榨机出口液比 1:2.8~3.2;

蒸煮压力(塔顶) $3.92\sim 4.41\times 10^5$ 牛顿/米²(4.0~4.5 公斤/厘米²);

蒸煮时间(塔内停留时间)40~45 分钟;

粗浆硬度(高锰酸钾值) 12 ± 2 ;

蒸煮后黑液残碱 2~5 克/升。

从上述立式连续蒸煮器中卡米尔连续蒸煮器(立锅式)和塔式连续蒸煮器(立管式)看出,在蒸煮器(立锅或立管)内,物料自上而下自行移动,蒸煮器的充满系数高,可节省单位产浆量的钢材耗用量,动力消耗低。蒸煮器的尺寸取决于设备的生产能力和蒸煮时间。蒸煮加热方式可用直接或间接蒸汽加热,卡米尔蒸煮器用间接加热,而塔式连续蒸煮器则是用中部和底部直接蒸汽加热。

2. 横管式连续蒸煮器

横管式连续蒸煮器中典型的代表是潘迪亚(Pandia)连续蒸煮器。它主要由螺旋给料器、蒸煮器及排料器三部分组成。蒸煮器为平行排列的横管,每根蒸煮管内均有螺旋推进器,各管螺旋推进器规格相同,但转速不同,自上而下逐步减慢,因为原料从上面管子到下面管子体积减少,逐渐成浆,只有逐步减少转速才能使管内的物料保持一定的充满系数。各管内螺旋均能调速,以适应原料品种、产品品种质量及工艺条件等变化的要求。横管式蒸煮器物料充满系数低于立式蒸煮器,一般为 70% 左右;另外,与立式相比横管式单位产浆量钢材耗用量较多,加工较困难,长度太大时,轴头同心度难保证,动力消耗大。但它对原料蒸煮均匀性及蒸煮时间的控制方面较好,而且横管式可以做成二级(低压与高压)蒸煮。这种蒸煮器有四管的、六管的,个别有八管的,新近有不少是二管的。这种蒸煮器主要用于生产中性亚硫酸盐半料浆,也可生产本色或漂白硫酸盐木浆。所用原料以阔叶木为主,也适用于制造稻草、麦草、蔗渣、芦苇漂白浆。

我国自己试制横管式连续蒸煮器开始于 1958 年,近年来有了较大的发展,多用以处理草类原料,也有用于木材及棉纤维原料。图 1-2-44 为四川某厂横管式连续蒸煮器流程示意图。如图所示,草片通过转子计量器按定量供草,使草片落入双辊混合器。在双辊混合器内,草片和碱液获得充分混合,再经预压螺旋输送机,压出多余的碱液,返回到碱液贮存槽。与碱液充分混合的草片又通过螺旋给料器,并在给料器末端,形成“料塞”,再落入第一根蒸煮管,然后再依次前进,最后从第四根蒸煮管排出,通过翼式出料器和弯管排料阀,送至喷放锅,或送至热磨机进行磨浆。

该横管式连续蒸煮器经过部分修改,确定为国产 ZJL-1 型横管式连续蒸煮器,其主要技术特征示于表 1-2-14。

(二) 连续蒸煮附属设备

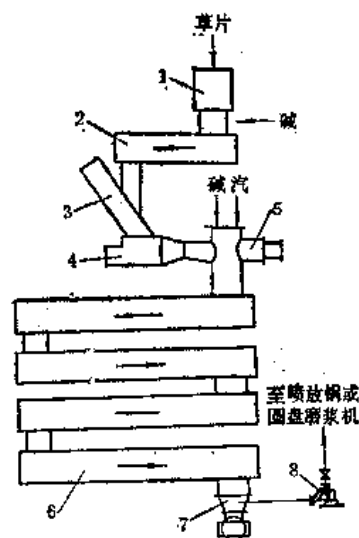


图 1-2-44 横管式连续蒸煮器流程示意图

1—计量器 2—双辊混合器 3—预压螺旋输送机 4—螺旋给料器 5—进料控制阀 6—蒸煮管 7—翼式出料器 8—弯管排料阀

表 1-2-14

ZJL-1 型 横 管 式 连 续 蒸 煮 器

设 备 名 称	主 要 规 格	配 用 电 机
1. 草片料仓	60 米 ³	
2. 草片计量器	双鼓式, 8 格, $\phi 650 \times 660$ 毫米, 1~3 转/分, 12~36 米 ³ /时	JZS 3/1 千瓦
3. 双棍混合器	搅拌螺旋 $\phi 500 \times 3000$ 毫米, 螺距 560 毫米, 转速 30~92 转/分	JTC 752, 4.2 千瓦
4. 预压螺旋	螺旋叶片 $\phi 280$ 毫米, 螺距 210 毫米, 螺杆转速 25~100 转/分	JO ₂ 42-4, 5.5 千瓦
5. 螺旋给料器	螺旋直径 $\phi 230/210$ 毫米, 螺杆压缩比 1:2 或 1:3, 螺杆转速 30~90 转/分,	JR 81-4, 40 千瓦
6. 进料控制阀	气缸活塞式, 气缸直径 $\phi 240$ 毫米, 活塞行程 400 毫米, 压缩空气最大压力 10 公斤/厘米 ²	
7. 蒸煮管(共四根)	内径 $\phi 700$ 毫米, 有效长度 7000 毫米, 共 4 根, 螺旋推进器: 叶片 $\phi 650$ 毫米, 螺距 260 毫米, 转速 1.73~4.29 转/分	Z ₂ -51, 5.5 千瓦, 共二台(二根蒸煮管公用一台)
8. 翼式出料器	进料口 $\phi 520$ 毫米, 出料口 $\phi 100$ 毫米, 旋转叶片 $\phi 500$ 毫米	JO ₂ 42-6, 4 千瓦
9. 弯管排料器	进料口 $\phi 142$ 毫米, 出料口 $\phi 127$ 毫米, 喷放次数 29~88 次/分	Z ₂ -51, 5.5 千瓦

连续蒸煮器除了蒸煮器本体设备外, 尚有一系列附属设备, 主要的有: 料仓、计量器、预浸渍器、给料器, 排料器等。

1. 料仓与计量器

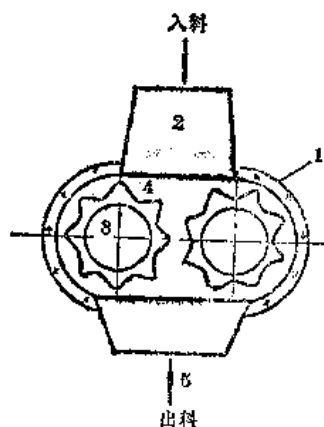


图 1-2-45 双鼓格仓计量器
1—外壳 2—贮料斗 3—转鼓
4—格仓 5—出料口

连续蒸煮要求均匀定量地供料, 一般工厂设有料仓, 料仓的结构见第一章。草片仓“搭桥”严重, 设计时应充分注意。有些厂不设料仓, 用两套切草装置, 轮换使用。但这样做, 设备利用率不高, 基建投资大, 所以应当考虑设置料仓。

计量器是保证均匀定量地供料、使连续蒸煮正常进行的重要设备。目前国内禾草类原料连续蒸煮用得较多的计量器是双鼓格仓计量器, 其构造示意如图 1-2-45 所示。它是由一对啮合转动的带格仓的转鼓组成, 转鼓上的格仓数在 8~12 格, 大多为 8 格。通过调节转鼓的转速可以控制投料量: 转子转速快, 投料量多; 反之, 转子转速慢, 投料量少。这种容积式计量装置对蔗渣、稻草、麦草等软性物料较合适, 对硬性物料则不太适宜。草类原料连续

蒸煮时原料计量, 尚可用重量法计量。

木片的计量一般用转子式计量器, 其构造如图 1-2-46 所示。它主要由焊接外壳、铸铁端盖和转子构成。转子分成数格(称为格仓), 木片经料斗落入转子格仓, 当转子转过 180° 时, 木片经出料口进入给料器。转子及其格仓的尺寸取决于蒸煮器的生产能力。调节转子的转速可以改变进入蒸煮器的木片量。这种计量器由于转子与端盖之间及转子与外壳之间掉入小木片而磨损, 据报导, 3 号钢制成的外壳能使用三年, 而同样材料制成

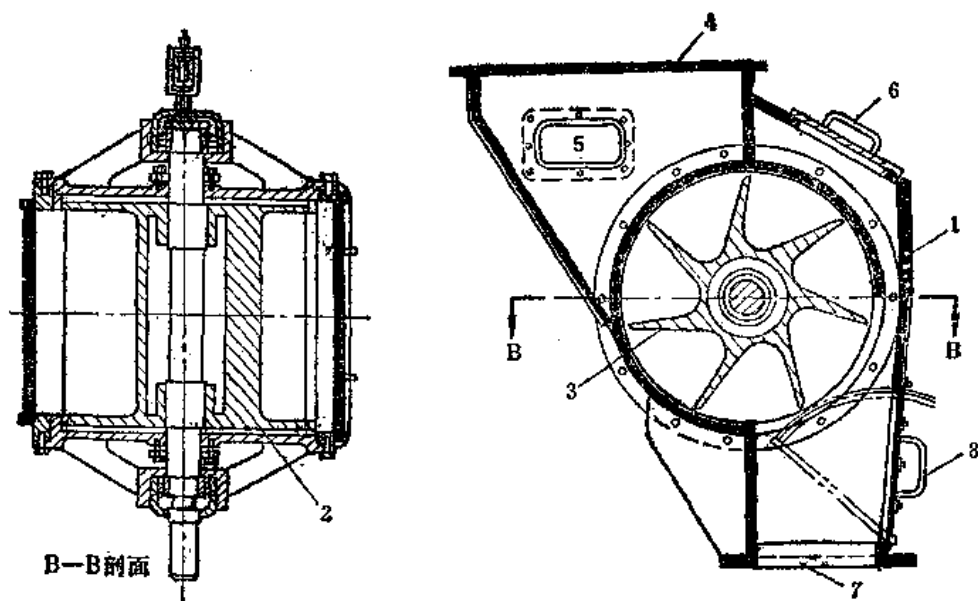


图 1-2-46 转子式计量器

1—外壳 2—端盖 3—转子 4—进料口 5—检视镜
6—检查孔 7—出料口 8—木片取样装置

的转子仅能使用一年三个月。

2. 预浸渍器

目前我国在禾草类连续蒸煮中使用的主要预浸渍设备有：单辊混合器、双辊混合器及耙齿式预浸渍机。

单辊混合器又称单桨式螺旋预浸渍机，它是由带搅拌桨的转轴和外壳槽组成，螺旋直径一般为 $\phi 400 \sim 850$ 毫米，螺距为 $600 \sim 920$ 毫米，转速为 $20 \sim 120$ 转/分，混合器

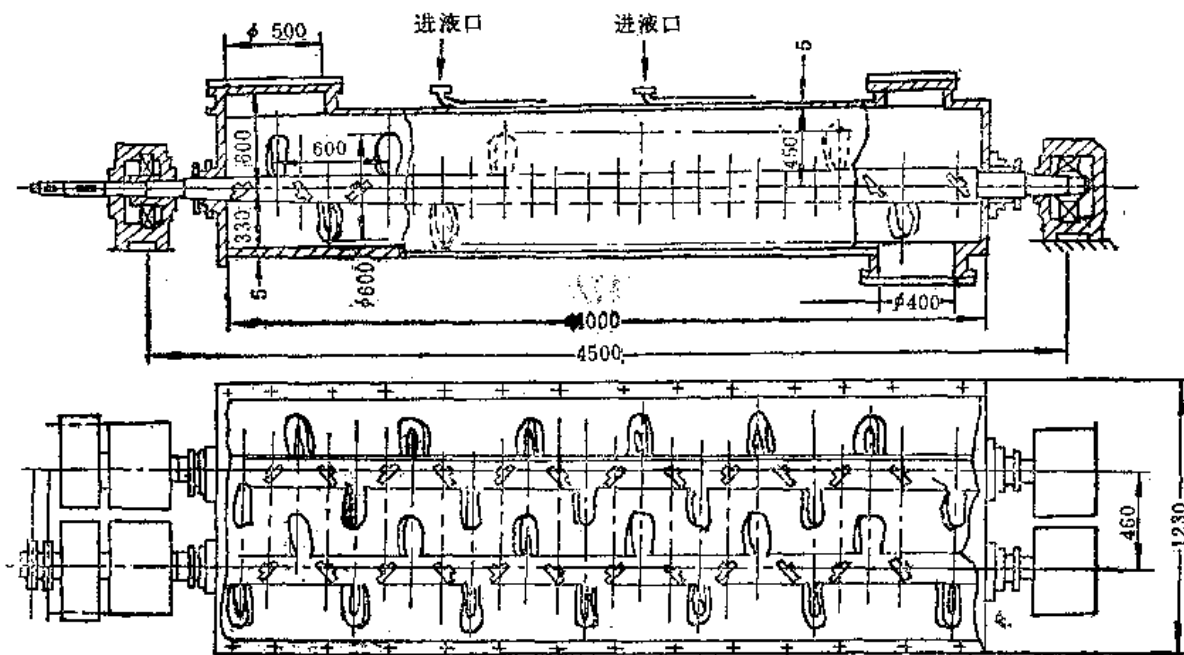


图 1-2-47 双辊混合器

长为 4000~4500 毫米，一般以能满足 1 分钟左右的浸渍时间较适宜。

双辊混合器又称双桨式螺旋预浸渍机，如图 1-2-47 所示。它是由两根回转方向相反的搅拌桨和外壳槽组成。其规格大致与单辊混合器相同，但由于带有两根搅拌桨，因此机宽要比单辊的大些。

这两种混合器运转时是将碱液喷在原料上，原料在槽内被搅拌桨翻动，使碱液与原料反复混合，预浸渍的均匀性较好。这两种混合器结构简单，浸渍后不用螺旋挤压。相对来说，双辊混合器的使用效果要比单辊的好，但电耗较大。

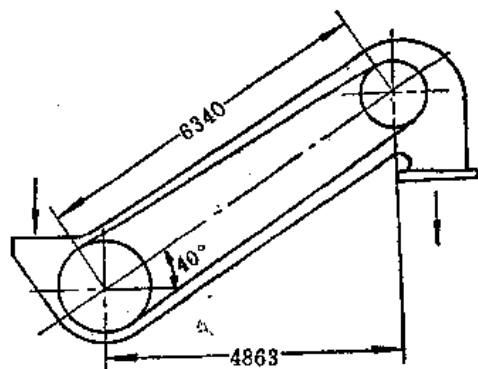


图 1-2-48 耙齿式预浸渍机

图 1-2-48 为耙齿式预浸渍机，它的外形为一封闭的长方形斜槽，内装有带耙齿的链条运输带。斜槽外壳用薄钢板焊接而成，斜槽倾角约 40° 左右，上端和下端各有两组链轮，大链轮装在下端，无端链条即装设在这两组链轮上。在链条上装有角钢，构成运输带；在角钢上又焊有圆钢，构成耙齿。另外，在大链轮的轴上还焊有辐射状的圆钢，

用以将原料压到碱液中。为了避免链条拖在槽底，运行受到磨损，增加电机负荷，并为了防止发生断链事故，在槽的两侧焊上角钢，构成两条“滑轨”，链条在滑轨上运行。

碱液可通过浸渍机下端的进液管送入。在进碱液管一侧，还设有蒸汽管，供直接加热用。

耙齿式预浸渍机的耙料速度一般为 3~5 米/分，需用动力约 2.8 千瓦。

耙齿式预浸渍机是将原料浸泡在过量的碱液中，再以链条耙齿送到螺旋压榨机，将多余的碱液挤出，然后再将原料送入蒸煮器内。这种预浸渍机的优点是：浸渍均匀，液比准确，操作易掌握，能较好地满足工艺要求。但缺点是：材料耗用量较多，链条的检修稍为频繁，需要配用一台螺旋压榨机，把多余的碱液挤出，而且要用碱液的循环和回收设备。

3. 给料器

给料器是连续蒸煮设备中的关键部件。给料器的作用：一是把一定数量的纤维原料由常压送入带压力的蒸煮器(或是由低压区转入高压区)，二是起密封作用，保证蒸煮器不漏气，不反喷。目前使用的给料器主要有：格仓给料器、螺旋给料器、高压转子(腔道)给料器和活塞式给料器等几种类型。

(1) 格仓给料器：格仓给料器主要由外壳、格仓转子平衡管、排汽管、吹汽管等组成，如图 1-2-49 所示。格仓给料器是靠旋转的格仓，将浸渍后的原料连续地送入蒸煮管内。格仓外壳上端是进料口，下端是排料口。外壳最好用铸钢制造，内装耐磨的衬套(一般用球墨铸铁，含有稀土元素的合金球墨铸铁耐磨性能更好)，这种结构便于使用已久的衬套在磨损后更换。在高压蒸煮的条件下，大致 3~6 个月，即需要更换衬套，否则会发生喷汽事故。有些工厂采用铸铁或钢板制成格仓外壳，也能在低压蒸煮情况下使用 4~6 个月，但不能用于高压蒸煮。

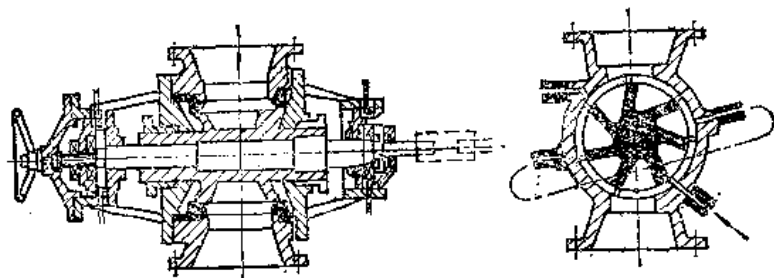


图 1-2-49 格仓给料器

格仓转子是带有7~10个格仓的锥体，格仓转子与外壳内孔均制成相互配合的一定锥度，锥度一般为1:20至1:10，或更小些，视格仓转子规格而定。这样做主要是为了在格仓转子与外壳内孔旋转造成磨损时，可转动格仓转子的手轮，调节格仓转子在格仓外壳内孔的前后位置，使转子与外壳内孔严密配合，克服由于微量磨损而发生“跑汽”。格仓转子的转速为16~24转/分，转子格仓转速与给料量有关，在一定范围内增加转速，给料量相应增加。转子一般用铸铁制成。在转子格仓隔板末端均安设有耐磨刮刀，耐磨刮刀直接与外壳内孔接触，构成密封。

在格仓外壳两侧设有平衡管，用以保证转子两侧汽压平衡，从而使格仓和转子转轴能处于均衡受力的状态，减少机体的震动，并保证给料器的密封性能。平衡管的数目取决于转子的格仓个数，转子格仓个数越多，平衡管的条数也越多。如某厂转子的格仓数为10个，设置了两条平衡管。平衡管直径大小要合适，管径过小，则在短时间内蒸汽流量过小，达不到平衡的目的；管径过大，蒸汽速度相对降低，蒸汽夹带的物料会在管道内沉降，使平衡管堵塞。例如， $\phi 420$ 毫米格仓如采用7格时，转速在16~20转/分的情况下，蒸蒸压力为 3.92×10^5 牛顿/米²(4公斤/厘米²)时，平衡管可采用内径 $\phi 25$ 毫米，平衡效果较好；管径超过 $\phi 30$ 毫米以上则容易发生堵塞现象。

在外壳上端进料器的侧边设有排汽孔，排出格仓中全部的余汽，使原料切片顺利地由进料口落入格仓中；排汽管对进料影响很大，若格仓内余汽排不出去，物料就进不了格仓，因此，排汽管要大，弯曲的地方要少，以减少排汽时阻力。如能采用抽吸，使仓腔带一点负压，对进料会更有利。

在外壳下端出料口侧边，又设有进汽管，通入蒸汽，使转到与蒸蒸管相连接的出料口位置的仓腔，具有一定的汽压，从而使草片能顺利脱离仓腔，进入蒸蒸管内。实践证明，在排料口前安设正吹汽管，效果不太好，因为在仓腔转动过程中，物料在离心力作用下离开腔底，而在排料前的正吹汽，又把物料吹回仓腔底部，影响排料，尤其是草类原料比重较小，影响更大。据对 $\phi 420$ 毫米格仓查定表明，正吹汽只能排出原料(蔗渣)量的 $\frac{1}{3}$ 左右，改用为与正吹汽不同位置的反吹汽方法，可提高格仓给料器生产能力近一倍。反吹汽管安装在排料口的另一侧，尽量靠近仓腔离开排料口之前，紧贴着排料管壁，吹汽管出口要尽量接近转子外圆，以保证气流集中，吹汽方向与转子转动方向相反，反吹汽的作用是利用高速气流把仓腔内物料吹出仓腔。

格仓给料器两端最好能采用迷宫式密封，以克服在轴头处发生漏汽。转轴两端轴承

又应采取水冷却方式,以保护轴承。格仓转子可以通过 4.5 千瓦电动机和链条传动(或齿轮传动),予以驱动。

格仓给料器的最大优点是:结构严密,反喷较少,对原料的适应性强,不损伤原料纤维强度,动力消耗小。但格仓给料器结构复杂,加工精度要求高,转子较易磨损,仍有漏汽的可能,维修费用大,蒸汽耗用量较大,排料不完全的问题尚未完全解决。

(2) 螺旋给料器:螺旋给料器实际上是一台变螺距的螺旋推进器,其壳体可以是圆筒形,也可以是锥形,其结构如图 1-2-50 所示。为了防止浸有碱液的原料切片出现“打

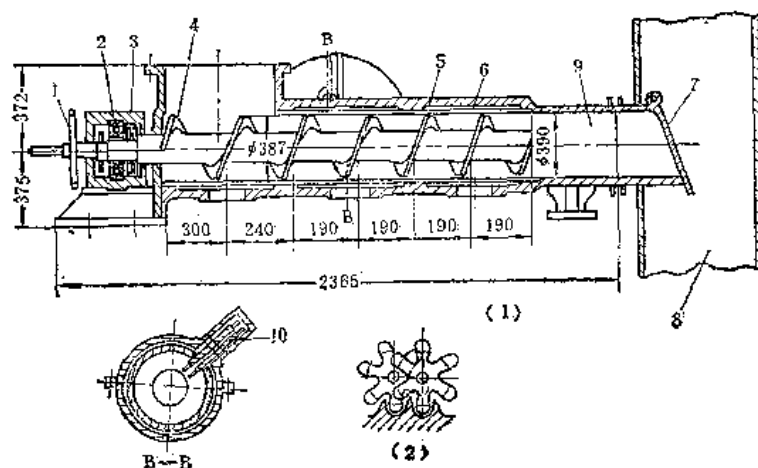


图 1-2-50 螺旋给料器

(1) 给料器 (2) 叶片与螺旋配置视图

1—链轮 2—轴承 3—轴承座 4—螺旋 5—外壳 6—圆筒形滤水筛板 7—止逆阀
8—进料管 9—料塞管(密封管) 10—挡浆叶轮(又称梅花挡)

滑”现象,在螺旋中部附近设有挡浆叶轮(又称梅花挡),梅花挡与螺旋的关系,见图 1-2-50 中 B B 视图。在螺旋后半部的周围,则设有圆筒形滤水筛板,从草片中挤出多余

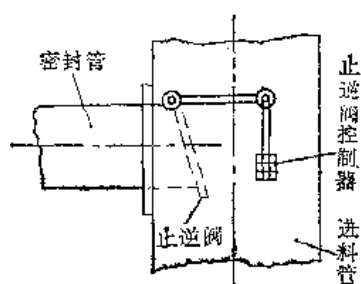


图 1-2-51 止逆阀及其控制机构

碱液,通过这一筛板,流至壳体外。螺旋末端为料塞管(密封管),经碱液浸渍后的草片进入给料器后,受变螺距的螺旋的推进而向前运行,与此同时,又受到压缩,并在螺旋末端开始形成密实的“料塞”,起到密封作用。由于不断加入草片,“料塞”不断更新,并推开止逆阀,到达进料管部分。此时,“料塞”由于失去螺旋的推动作用,会自行散开,落入蒸煮管内。止逆

阀可通过重锤和杠杆机构,保持固定的反作用力,既能保证“料塞”在螺旋的推动下,具有足够的前推力,打开止逆阀,又要能有效地防止蒸汽窜入料塞管,防止“反喷”(见图 1-2-51)。

料塞管的长度是螺旋给料器设计中的关键问题之一。料塞管过长,则由于草片受挤压太多,易于产生“轧料”现象,“料塞”过份坚硬,卡在料塞管内,不能排出,即使能落入进料管,也不易散开,其结果是出现浆料夹生或焦化等问题;料塞管过短,“料塞”不够密实,易于引起蒸汽的“反喷”。料塞管长度应视原料品种而异,硬性物料在料塞管内,

不易形成紧密料塞，因此，要增加料塞管长度；相对来说，软性原料料塞管就应短一些。如广西某厂在 5.89×10^5 牛顿/米² (6 公斤/厘米²) 压力下生产蔗渣浆时，料塞管内径 ϕ 295 毫米，长 180 毫米，长径比为 0.61，生产芒杆浆时则料塞管加长到 220 毫米，长径比为 0.746。四川某厂在 4.91×10^5 牛顿/米² (5 公斤/厘米²) 压力下蒸煮稻麦草浆时，料塞管内径由原来 ϕ 200 毫米扩大为 ϕ 210 毫米，长度由原来 200 毫米缩短为 115 毫米，使长径比从 1 降为 0.575，料塞密度由 860 公斤/米³ 降到 525 公斤/米³，进料螺旋负荷显著降低，进料量显著增加，由 1000 公斤绝干草/时，增至 1400 公斤绝干草/时以上，使产量大大增加，操作正常。

螺旋给料器结构上的关键问题，在于解决切片“打滑”以及防止蒸汽“反喷”。如螺旋螺距选择适当，料塞管长度合适，滤水筛板具有良好滤水性能(筛板一般具有 2~5 毫米孔径，孔距在 426 毫米左右)，梅花挡的位置较适宜，大体上可以解决“打滑”和“反喷”的问题。但是，也应该指出，在操作上，还必须保证进料均匀，草片浸碱适当，液比控制合适等，方能真正做到不出现“打滑”，不发生“反喷”。

螺旋给料器结构较简单，但对操作上要求较为严格，其密封程度的可靠性稍低于格仓给料器。

(3) 高压转子(腔道)给料器：图 1-2-52 为高压转子(腔道)给料器(又称高压给料器)。它是卡米尔连续蒸煮器的关键设备，由外壳和转子组成，外壳和转子之间以一定的锥度相互配合，转子锥度一般为 1:20，用以调整间隙。

外壳为铸钢结构，有两个水平接管和两个直立接管，接管的轴线彼此垂直。上部接管与溜槽相连接，供木片和药液进入之用；下部接管与溜槽循环泵吸入管相接，供抽出药液之用。水平接管 6 与上循环泵相连，供进入高压药液之用；水平接管 7 与蒸煮器顶部相连，以供高压药液把木片冲入蒸煮器顶部的进料装置。外壳内有蒙乃尔合金制的衬套，在衬套两水平接管和上部接管附近，开有一系列平行的尖形凹槽。衬套下部镶有滤板，用于抽出药液并将木片截留于腔道中。

锥形转子用含铬 13% 的铬钢(相当于国内牌号 ZG 1 Cr 13)铸成，它开有四个互不相交的腔道，每个腔道的进出口位于转子同一直径两端的圆锥面上(成 180°)，四个腔道分为两组，每两个为一组，每组的两个腔道互成 90° ，而两组相互间又错开 45° 。这样，当一个腔道处于直立位置从溜槽送入木片时，同组处于水平位置的另一腔道内的木片则在顶部循环泵药液压力下被冲至蒸煮器顶。转子转动 45° ，另一组两个腔道与上述操作相同，使木片不断地送入蒸煮器中。腔道具有异形截面，为的是在改变腔道的长度和宽度下，保持其截面积大致不变。

给料器端盖用平衡管相连通，以均衡转子端部的压力。

高压给料器运转过程中，转子和衬套由于腐蚀、磨蚀作用而剧烈地磨损，因而转子与外壳须定期更换。ZG 1 Cr 13 制的转子，能使用一年左右；蒙乃尔合金衬套的外壳，使用期限较长，可达 6 年之久。

高压给料器由电动机经蜗轮减速器、联轴器和三角皮带拖动。其转速为 3~7 转/分，相当于转子表面线速度 0.26 米/秒左右。

(4) 活塞给料器：活塞给料器如图 1-2-53 所示。进料管内的活塞作往复运动，迫

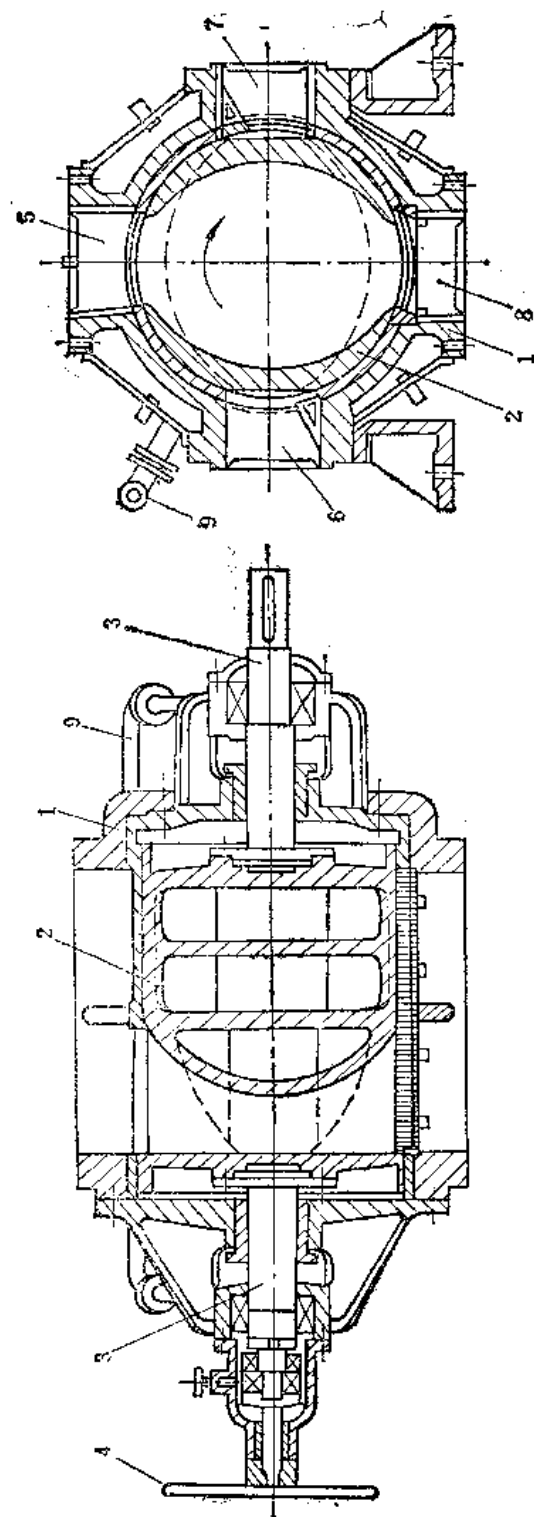


图 1-2-52 高压给料器
1—外壳 2—转子 3—转子轴头 4—手轮 5、6、7、8—水平和直立接管 9—平衡管

使来自进料立管的草片向前运动，直至落入蒸煮管内。活塞的推力足以使切片构成“料塞”，起着密封作用。活塞给料器的密封管长度相应地要稍为大些。

4. 排料器

连续蒸煮既要连续进料，也要连续排料。排料器要求以一定的流量和速度稳定地排出，以控制蒸煮器内汽压与物料的相对平衡，而不希望浆料在短时间内大量排出，使平衡失调，给连续蒸煮造成困难。在压力蒸煮条件下，排料器与给料器一样，要具有良好的密封性能，以防漏汽漏浆。

目前，国内常用的排料器有弯管排料阀和螺旋排料器。

图 1-2-54 所示为弯管排料阀（或称双级往复排料阀），主要由近似“S”形管道和一对伸入管口的活塞杆组成，因此又称为 S 阀。当活塞朝一个方向移动时，首先是打开与蒸煮管连接着的管端处阀门（A 阀），此时浆料和少量蒸汽即会进入到“S”管的下半部。当活塞向另一个方向移动时，则又关闭与蒸煮管连接的管端处阀门，而打开弯管下半部另一端（与喷放管连接的一端）的阀门（B 阀），此时，贮存于弯管下半部内的浆料，由于蒸汽余压的作用，即能沿弯管，通过喷放管，送到喷放锅。活塞交替作往复平移运动，即可将浆料分次地喷放排出。管径大小、每分钟排料次数随生产能力而定。一般管径大多在 $\phi 100$ 毫米以上，配用的电动机容量在 1~5 千瓦之间。弯管排料阀的喷放次数一般在 24~88 次/分，也可以更大些。

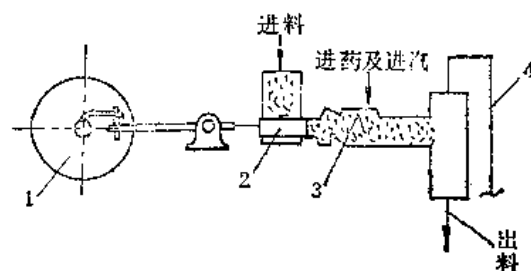


图 1-2-53 活塞给料器
1—往复运动机构 2—给料活塞 3—止逆阀
4—蒸汽平衡管（与蒸煮管连接）

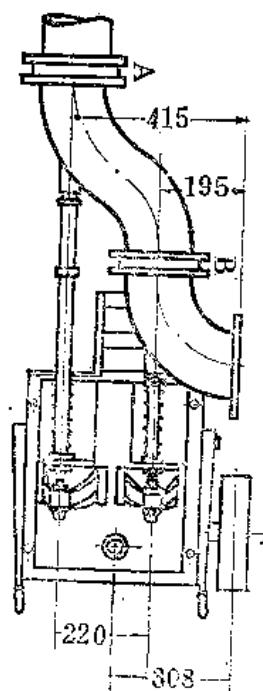


图 1-2-54 弯管排料阀

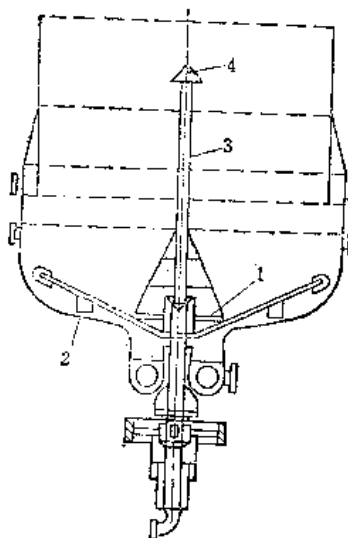


图 1-2-55 卡米尔连续蒸煮器排料装置

螺旋排料器实际上是采取加强密封措施的螺旋推进器，一般多用于中低压蒸煮条件下，或在高压蒸煮条件下与热磨机连接在一起。

另外也有通过调节阀门上挡板开启大小，来控制排料速度的连续排料器。这种连续排料装置要求在出料口部位，设置有回转式搅拌器，防止浆料沉积下来堵塞排料口，并有分散的作用。图 1-2-55 为卡米尔连续蒸煮器器底排料装置，它由器底刮板 1、叶片 2、中心管 3 和药液分配器 4 组成。刮板搅动积在器底的浆料，使浆料易于排出。器底设有排料接管。为了冷却浆料并保持器内液压，通过装于器底周围的导管（有许多喷嘴）及中心管 3，将冷黑液送入器内。排料装置的下部装有变速器，借此调节刮板的转速和排浆量。排料装置由电动机经三角皮带、变速器和蜗轮减速器来传动，转速为 1.7~6 转/分。

第四节 蒸 煮 技 术

一、蒸煮操作的一般过程及影响操作的因素

在制浆生产中，要根据植物原料的特点、纸浆产品质量要求及工厂的实际情况，制订合理的蒸煮工艺规程，控制好蒸煮操作。蒸煮工艺规程包括用碱量、液比（或药液浓度）、硫化度、蒸煮最高压力与温度、蒸煮全程时间等。蒸煮的全过程主要包括装料、送液、空运转、升温、小放汽、保温、大放汽、放料等操作。蒸煮全程的时间称为蒸煮周期，是由非蒸煮时间与蒸煮时间组成。非蒸煮时间指装料、送液、空运转、大放汽及放锅等操作的时间。蒸煮时间则包括升温与保温两个阶段的时间。蒸煮时间与蒸煮温度（或压力）的关系可用蒸煮曲线表示。缩短蒸煮周期是提高设备利用率，增加产量的有效措施。

蒸煮操作的一般程序如下：

（一）装料、送液

装料的要求是既装得多、装得快、又装得均匀。装料的操作情况直接影响装锅量，与生产能力有关，又影响蒸煮纸浆的质量。

立式蒸煮锅的装锅大多采用蒸汽装锅器，少数情况也有靠人工操作的自然装锅。自然装锅系用胶带运输机，把原料切片送入锅内，或从锅顶料仓直接落入锅内，切片装入锅内完全是靠本身的重力下落，装锅时需要人工协助，这种装锅方法劳动强度大，单位容积装锅量（公斤绝干或风干原料/米³锅容）小，原料在锅内分布不均匀。采用蒸汽装锅器装锅，可减轻劳动强度，缩短装锅时间，增加单位容积装锅量 15~18%，最大可达 30~35%，原料在锅内分布均匀。用蒸汽装锅器装锅要消耗蒸汽，蒸汽的一部分能量变成动力使切片压紧，另一部分能量用于提高切片温度，达到部分汽蒸的目的，使切片内空气排出，有利于药液浸透。蒸汽装锅器装锅一般采用 $3.43 \sim 4.91 \times 10^5$ 牛顿/米²（3.5~5 公斤/厘米²）压力的蒸汽。

此外，立式蒸煮锅还采用边装锅、边送液的操作，在装锅一半左右开始送液压料，靠热蒸煮液的冲击力来压紧原料切片。此时，切片很快吸收蒸煮液，本身重量增加，能提高单位容积装锅量。

用蒸球蒸煮草类原料及其他原料时，装锅一般均采用蒸煮液压料法，原料与蒸煮液

同时加入，要求二者加入速度配合好。这样的操作尤其对草类原料有很大作用，草片接触热碱后迅速变软，体积缩小，既可加快装料速度，又可提高单位容积装料量。

草片装锅时，大多用胶带运输机直接送至球口，在装球器作用下装球，不用装球器则要用人工插料。采用装球器装料，可降低劳动强度，提高装料速度，增加装球量，并使原料在球内分布比较均匀。近年来，在中小型草浆厂逐步推广球外碱液预浸渍器，使原料切片经碱液预浸后再用装球器装料，这样可改善劳动条件，减轻劳动强度，提高装锅量，缩短蒸煮时间，蒸煮均匀，浆渣少，提高纸浆得率与质量。

(二) 升温、小放汽

从装料后初温升至最高温度的过程称为升温阶段。升温过程中主要有蒸煮液向纤维原料内部的浸透作用，与此同时，化学反应也随温度的提高而加速地进行。升温的快慢，取决于原料浸透的难易和对纸浆质量的要求。木材原料组织结构紧密，浸透困难，升温时间较长些；草类原料，尤其是禾草类，组织结构疏松，容易浸透，升温时间较木材蒸煮短些。在蒸煮质量要求较高的漂白硫酸盐木浆时，升温一般应慢些；而蒸煮本色的、强韧的高得率纸浆时，则可采用较快的升温。

为了有效的升温，在升至一定温度时，应进行小放汽，以排除蒸煮器内的空气，避免产生“假压”，妨碍温度的上升。因为当锅内有空气及其他气体存在时，压力表指示的压力，包括蒸汽压力与空气的压力之和，即压力表表示的压力，比锅内实际的水蒸汽压力高，使锅内压力与温度不相符合。而蒸煮过程，压力只是现象，温度才是实质，温度升高，蒸煮速度才能加快。所以当升温至一定温度时，切片内部的空气被挤出，通过小放汽放出空气后，锅内温度就可以和表压相应的上升。某些原料，如木片、竹片，内部所含空气较多，要采用不只一次的小放汽操作。蒸煮禾草类原料时，如在装料时通入少量蒸汽或用热碱液预浸渍，则草片中空气部分被赶出，也有不进行小放汽的。

另外，小放汽时由于锅内自然沸腾，可起到减少锅内温差与浓度差的作用，有利于药液浸透和均匀蒸煮。

对于松木蒸煮来说，小放汽还可以排出松节油和其他挥发性物质，回收松节油。图 1-2-56 为收集粗松节油的流程图。

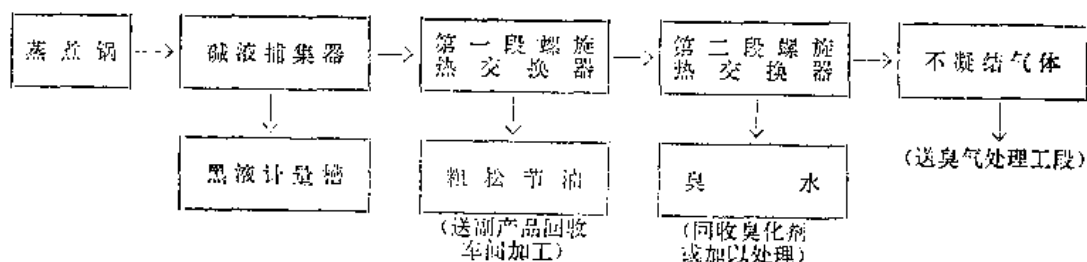


图 1-2-56 粗松节油收集流程图

(三) 在最高温度（或压力）下的保温

保温的目的是延续蒸煮过程，进一步除去原料中木素，使原料纤维解离成浆。

保温时间的长短与原料种类、用碱量、最高温度及纸浆质量要求等有关。

(四) 大放汽、放料

大放汽是在放料前进行,是为了降低锅内压力,在较低的锅压下安全喷放浆料,或在常压下倒出球内浆料。全压喷放则不进行大放汽。

现在,国内不仅立式蒸煮锅用全压或减压喷放,蒸球大多也采用全压或减压喷放(棉类、麻类纤维除外)。喷放比例球放料的优点有:(1) 缩短放料时间,有利于提高设备生产能力;(2) 喷放时浆料在管道中高速流动及剧烈冲击,有利于纤维疏解,减少浆中纤维束状物质,减少浆渣;(3) 喷放到喷放锅或喷放仓的浆浓度高、温度高,有利于黑液提取及碱回收;(4) 喷放操作方便,减轻劳动强度。但近年的研究表明,高温全压喷放会损伤纤维,降低纸浆强度,据某厂实验证明,木浆平均裂断长要下降 30~36%,草浆影响小一点,下降 14~16%。因此,新型的卡米尔连续蒸煮器已不用高温喷放,而改为高温逆流洗涤后冷放料。

上述蒸煮过程的操作,既可以人工进行,亦可以自动控制,自动控制是今后发展的方向。近年来,电子计算机及程序控制在蒸煮中都获得了很大的发展。国内对电子计算机在蒸煮中的应用,目前还处在研究试验阶段,而蒸煮程序控制则已在某些厂使用。采用蒸煮程序控制,可以准确稳定地自动控制蒸煮过程的装料、升温、小放汽、保温、大放汽、放料等,保证每一锅蒸煮工艺过程的温度、压力、时间等参数相同,使纸浆硬度变化较少,提高纸浆各项质量指标的合格率;另外,也可以减少操作工人数量,减轻生产工人的劳动强度,提高劳动生产率。图 1-2-57 为国内某厂蒸煮温度、压力程序控制示意图。

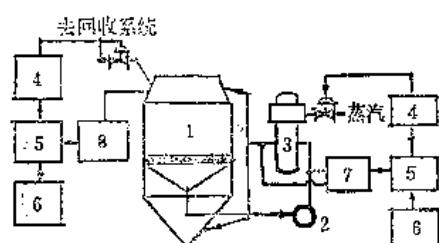


图 1-2-57 蒸煮温度、压力程序控制示意图

1—蒸煮锅 2—循环泵 3—加热器 4—气动比例积分调节器 5—气动三针记录仪 6—时间定值器 7—气动温度变送器 8—气动压力变送器

操作按既定的温度-时间及压力-时间

曲线来进行控制,这就要求选择合适的测温点和测压点,以提高控制过程准确度。据该厂经验,在温度测量方面,起初选择加热器出口为蒸煮温度控制的测量点,在这点控制生产过程情况比较好,一般温度参数不发生振荡,测量值紧跟着给定值;在升温时,测量值总是低于给定值 3~4℃;在保温时,测量值低于给定值 2℃。但由于某种原因使滤网堵塞,循环量变小时,锅内温度不按照给定曲线上升,引起偏差。如以锅中部(加热器入口)的温度作为控制测量点,结果发现温度曲线偏差较大。所以测温点应以入口温度对出口温度进行修正。压力测量点取在锅的上部,在自动控制过程中,控制动作比较迅速,每当测量值高于给定值 2.94×10^4 牛顿/米²(0.3 公斤/厘米²)时,自动排压阀就迅速打开。测量值和给定值相差小于 1.96×10^4 牛顿/米²(0.2 公斤/厘米²)时,阀门就慢慢关闭。

二、碱法化学浆蒸煮的实例

制浆原料不同,产品质量要求不同,其蒸煮工艺条件不同。不同工厂,使用不同的蒸煮设备,即使同一原料、同样的产品质量要求,其蒸煮工艺条件也有差别。

如前所述,蒸煮工艺规程包括用碱量、硫化度、液比、最高温度(或压力)和蒸煮

全程时间等，而后两项又可用蒸煮曲线表示。

生产上蒸煮工艺规程的制订，首先要进行调查研究，收集同类原料和纸浆品种有关的蒸煮工艺资料，进行理论分析、研究，然后进行试验室试验及分析，以获得有关原料情况及蒸煮工艺参数，为最后确定蒸煮工艺规程提供可靠的理论和实践根据。在生产中，蒸煮工艺规程并不是一成不变的，它随着生产情况的变化及蒸煮工艺技术的发展，是可以逐步修订的。现仅就几种主要制浆原料蒸煮化学浆的蒸煮工艺条件举例于后：

（一）木浆的蒸煮

国内常用于造纸的木材有针叶木的红松、马尾松、落叶松、云南松、冷杉、白松（包括鱼鳞松、沙松、臭松）等，及阔叶木的杨木、桦木等。

以硫酸盐法处理针叶木，可获得强韧的“牛皮浆”，适宜于抄制要求较高强度的工业技术用纸，如纸袋纸，电缆纸、电容器纸、绝缘纸板等。可漂的硫酸盐木浆蒸煮时间、用碱量较本色浆高，所得纸浆硬度较低，通过多段漂白可得半漂或全漂浆，供生产新闻纸、印刷纸、书写纸之用。

阔叶木可用烧碱法或硫酸盐法处理，近代又趋向于中性盐法、冷碱法。

随着造纸工业的发展，人们对如何最大限度地充分利用木材资源，提出了各种方法，锯末制浆与全树制浆是近年来的重要发展方向。

锯末制浆始于 50 年代，目前国际上已有不少锯末浆厂在生产。据调查，制材厂的锯末相当于制材原料的 12% 左右；松木锯末平均尺寸为 1.5 毫米，其纤维平均长约 1.2 毫米，相当于桦木纤维的平均长。锯末制浆以硫酸盐法最合适，制化学浆时其用碱量比普通木片略高，一般为 20~25% Na_2O （指针叶木）。松木硫酸盐锯末浆的强度相当于普通硫酸盐松木浆的 50~70% 左右，与阔叶木纸浆相近。但经漂白后，其强度可相当于普通硫酸盐漂白木浆的 75%。松木硫酸盐锯末浆容易疏解和打浆，制成的纸具有良好的松度、吸收性、不透明度。锯末也可生产半化学浆。国外生产锯末浆多采用斜管式连续蒸煮器。锯末除可单独蒸煮外，亦可与木片混合蒸煮，但锯末比例不宜过大。近年来，国内锯末浆的生产也已开始，有些厂用 100% 锯末浆生产普通包装纸，有些厂用 100% 漂白锯末浆抄造打字纸、书写纸。

全树制浆是 70 年代才发展起来的，它是近年来为了充分利用森林资源，而开展的全树利用研究的一个重要方面。

全树制浆就是除通常的利用树干材制浆外，还利用树根材、小径材、枝桠材和梢头木等制浆。目前国外已有部分浆厂利用全树木片制浆。用于抄制瓦楞纸板。

树根的利用问题，已基本解决，树根的挖掘设备及树根的切短机、削片机和净化设备均已研制出来。据研究，树根材的性质与树干材相近，这两种木片适于混合蒸煮，有些厂生产本色和半漂硫酸盐浆，树根掺用量占总原料用量的 3%，还准备提高到 5~6%。小径材、枝桠材、梢头木等最好是单独的工艺系统制浆，也可少量的全树木片与普通木片混合蒸煮。全树木片蒸煮耗碱量较高于普通木片蒸煮，纸浆质量也较差。全树木片一般在林场削片后，运到制浆厂。

国内，对枝桠材制浆的研究已经多年，在部分林区浆厂也已开始用于生产。

表 1-2-15 为若干木材原料蒸煮条件示例。

表 1-2-15

若干木材原料蒸煮条件示例

	1	2	3	4
木材种类	马尾松	落叶松	桦木	锯末
纸浆用途	纸袋纸用浆	纸袋纸用浆	本色浆	打字纸、书写纸用浆
用碱量 ($\text{Na}_2\text{O}\%$)	17~18	18	14~15	17
硫化度, %	28~32	21~27	约 20	25
液 比	1:3	1:4	—	1:2.2
蒸煮最高温度, $^{\circ}\text{C}$	164	177	172	—
蒸煮最高压力, 公斤/厘米 ²	—	—	—	6.0
蒸煮时间(时:分)				
升温	2:00	一段升温 1:20 小保温 0:20 二段升温 1:20	第一段升温 1:00~1:10 小保温 0:20 二段升温 1:00~1:10	1:00
保温	2:00	1:00	1:20	5:00
粗浆得率, %	51	43.5①	—	37
纸浆硬度	高锰酸钾值 33 ± 3	贝克曼价 137	贝克曼价 125~135	高锰酸钾 15~16

① 为细浆得率。

(二) 禾本科植物原料的蒸煮

稻草、麦草、龙须草等禾草类原料，组织结构疏松，其木素含量也较低，分别为：稻草约 10~14%，龙须草约 13~17%，麦草约 20%；据轻工业部造纸研究所进行 1% NaOH 抽提后残渣的木素含量测定的结果为：上海近郊稻草 2.71%，龙须草 1.53%，麦草 4.97%。说明 1% NaOH 抽提可除去稻草、麦草中木素的 80% 左右，龙须草除去木素的近 90%。因此，都可在较低用碱、较低温度、较短时间下进行蒸煮，获得化学浆。

芦苇、荻苇、芒草是比较相似的一些草类原料。国内通常将芦苇、荻苇制得的纸浆称为苇浆，一般芦苇与荻苇是混生的，多是混合蒸煮。苇浆蒸煮的用碱量视芦苇、荻苇的配比及对浆料质量要求不同而异，用碱量大多为 11~17% Na_2O ，硫化度为 15~20%。如长江泡苇用碱为 17% Na_2O ，而荻只要 13% Na_2O 。生产实践证明，陈苇耗碱低于新苇，得率也高，如湖北石首陈荻蒸煮用碱为 9.74% Na_2O ，粗浆得率为 53.2%，而石首新荻却要加碱 13%，粗浆得率为 43%。苇浆蒸煮最高温度多在 155~165 $^{\circ}\text{C}$ 之间。苇浆蒸煮时间，近年有较多的缩短，有些厂倾向于缩短保温时间，甚至取消保温时间，而蒸煮所获纸浆质量不仅没有下降，而且有所提高。芒草浆蒸煮与荻苇浆很相似。

蔗渣原料木素含量较稻草高，蒸煮用碱量也较稻草高，其用碱量与原料质量(除髓率)和成浆质量要求有关。除髓率低的蔗渣用碱量高，因蔗髓吸液性强，蒸煮中它吸液快、耗碱多。当用碱量一定时，除髓率低，浆料硬度高；除髓率高，浆料硬度低。除髓率一定，要求浆料硬度低，则用碱量高，如除髓率为 25% 以上，浆料硬度(高锰酸钾值)在 8 以下时，用碱量要高于 15% (以 NaOH 计)；硬度在 8~11 时，用碱量约为 14~15%；硬度在 12~14 时，用碱量为 12% 左右。蔗渣浆的硫酸盐法蒸煮优于烧碱法，其硫化度大多在 20% 左右较为合适。其蒸煮最高压力多在 $4.91 \sim 6.38 \times 10^5$ 牛顿/米² (5~6.5 公斤/厘米²)。

竹浆生产多用嫩竹，也用部分老竹。嫩竹木素含量较低，纤维素含量较高，容易蒸煮。但嫩竹水分含量较大，易于虫蛀腐烂，不易贮存，且每年的砍伐期短。目前，国内有将嫩竹制成“脱青竹”和“竹丝”后，用于蒸煮的。脱青竹在水浸期间已除去大部分果胶和淀粉等水溶物，较易蒸煮。竹丝在农村已进行一级石灰处理，故更易蒸煮。

五年以下竹材，其木素含量变化不大，年龄继续增长的老竹的木素含量有所增加，纤维素含量则稍下降。老竹随时可以砍伐，较易贮存。老竹的组织结构比嫩竹更紧密，蒸煮更难些。国内竹浆厂有采用汽蒸法排除竹材内的空气（反复数次），然后送液蒸煮的方法，这样可缩短蒸煮时间，改进质量。竹材的粗浆得率较高，一般在55~63%上下。

竹浆可单独抄造打字纸、胶版印刷纸及有光纸等。与木浆或其他长纤维配合，可抄制牛皮纸、纸袋纸等。竹浆又可在一定程度上，代替木浆长纤维，与磨木浆配合，抄造新闻纸。

表1 2-16 为几种禾本科植物原料蒸煮工艺条件示例。

（三）棉麻浆的蒸煮

1. 棉浆的蒸煮

棉浆的制造主要有棉破布、废棉、棉短绒等原料。棉浆一般只限于抄制高级纸张和特种纸张。新破布（指棉破布，下同）供应量有限，仅能供给抄制钞票纸、证券纸之用。旧破布来源亦不多，个别厂用以抄制打字纸、复写纸原纸等。废破布、鞋帮、鞋底等经湿法除尘备料后，可直接打浆后制油毡原纸，经蒸煮后则可供抄制打字纸、胶版纸、羊皮纸原纸等。棉短绒经蒸煮后，可供抄制滤纸、某些需长久保存的特种纸及生产粘胶人造丝、玻璃纸、纤维素酯、醚等之用。

破布和废棉蒸煮的目的，是为了除去棉纤维中的蜡质、脂肪、污脏物质，并对棉制品废料中带来的淀粉、胶质、充填物、染料等加以破坏而除去。

棉浆蒸煮方法主要有：石灰法、石灰与纯碱或烧碱法、烧碱法等。

石灰法是用石灰乳液蒸煮。石灰具有破坏多种染料的能力，脱色效果好，煮出纸浆颜色较好。缺点是： $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 与蛋白质、油脂、脂肪等能生成不溶解之沉淀物，粘附于浆上，使浆较硬；且因钙皂之存在而不易吸墨水；沉淀物亦易堵塞铜网与毛布。但石灰价格低廉，故多用于处理新破布或纤维强度很弱的烂破布。石灰用量一般为5~20%，随布质不同而改变。

烧碱法蒸煮，可获得质地优良的破布浆，但其脱色效果不如石灰法。蒸煮破布的用碱量一般为3~6% NaOH，鞋底为8~10%，棉短绒一般也是8~10%。例如，以破布抄制高级纸张（如钞票纸、加工纸原纸等）时，多用3~6% NaOH（药液浓度10~12克/升）蒸煮8~9小时，蒸煮压力为 $2.45 \sim 2.94 \times 10^5$ 牛顿/米²（2.5~3.0公斤/厘米²），其蒸煮曲线大致为：通汽0:30~0:40，小放汽0:05~0:10，再通汽1:20~2:00，保温1:00。

石灰与烧碱或纯碱混合处理破布为常用的蒸煮法。这种方法既有部分石灰的作用，也有部分烧碱的作用，反应速率较均匀，对纤维素的降解不象烧碱法那样大，适于处理深色和极污的破布，以及鞋底等。石灰与烧碱或纯碱之比一般为3~5:1，一般破布蒸煮石灰用量为5~10%，碱用量约0.5~2.0%。鞋底蒸煮时石灰用量为13~15%，纯碱用量

表 1-2-16 几种禾本科植物原料蒸煮工艺条件示例

原 料		稻 草	麦 草	草	麦 草	节	蔗 渣 (榨糖后堆放 两个月以上, 含糖率7%以 下)	蔗 渣 (榨糖后堆放 三个月以上, 含糖率在36% 以上)	竹(未脱青, 年生原竹)
项 目									
用碱量 (NaOH, %)	9~11	12.74	13		15	11~13(Na ₂ O)	15.5~16.5	12	23
硫化度 (%)	0	20.0	12.2		10	约 14	20~22	8.5	25
液 比	1:4.0	1:2.83	1:2.5		1:2.8	1:4~4.2	1:3.2	1:5~5.5	1:2.4
蒸煮最高压力(公斤/厘米 ²)	7	4.9	6		6	5.5	5	5~5.5	6.5
蒸煮最高温度(°C)	—	—	—		—	锅中部150~160	—	—	—
蒸煮时间 (时:分)	1:30	1:10	0~3公斤/厘米 ² 0:30		0~2公斤/厘米 ² 0:25	1:15~1:40 其中: 间接蒸汽 循环0:25~0:35	1:35	1:05	2:00 升压至5公斤/厘米 ² 再降至 1公斤/厘米 ² 0:15 送汽 0:15 升至5公斤/厘米 ² 再降至 2公斤/厘米 ² 0:15 升至5公斤/厘米 ² 0:15, 小保温 0:55 再升至6.5公斤/厘米 ² 0:05
保 温	1:00~2:00	2:00	0.5~6公斤/厘米 ² 0:40		0.5~6公斤/厘米 ² 3:40	整个升温期间 小放汽3~5次	0:40	1:00	4:55
粗浆硬度 (高锰酸钾值)	7.5~12	—	10~14		8~11	7~10	8.5~11.5	12~14	7~13
粗浆得率, %	42~48	—	45		49.6	47~53	50	54.9(细浆)	45
黑液残碱 (克/升 Na ₂ O)	—	—	—		14~16	7~14	4~6	1.5~2	—

为 2~6%。

在上述蒸煮中，若加入氧化剂，靠氧化剂对染料的破坏作用，使蒸煮好的破布浆颜色浅淡，尘埃度低，易于漂白，纤维受损伤少，纸浆物理强度较高。我国某纸厂在制造海图纸用浆时，所用蒸煮条件如下：

布料为新剪口有色布料（分深蓝色、黑色、草绿色和杂色），切成长 5~10 厘米、宽 1.5~4.5 厘米的小块，合格率在 90% 以上。

用碱量 石灰 25%，纯碱 5%；

氧化剂（漂粉）用量 3%；

蒸煮最高压力 4.22×10^5 牛顿/米²（4.3 公斤/厘米²）；

保压时间 6 小时。

对颜色极深的偶氮类染料的破布，或染色力很强的阴丹士林破布，只用石灰或石灰与纯碱的单级蒸煮脱色效果不大，常加入还原剂以助其脱色。硫化染料一般亦不溶于水，但能溶于碱性还原剂溶液中。常用的还原剂有 Na_2S 、 Na_2SO_3 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 等。某厂试制海图时采用还原蒸煮法的工艺条件如下：

原料	浅黄色布	深黑色布	杂色破布（草绿色<2%）
石灰用量（%）	20	20	20
Na_2S 用量（%）	4	6	2
液比	1:4	1:4	1:4
蒸煮压力（公斤/厘米 ² ）	4.1	4.1	4.1
保压时间（时:分）	6:00	6:00	6:00

破布蒸煮的得率视原料的性质而定，新布一般约为 94~95%，而旧布约为 75~82%，鞋底的损失率较大，约为 25% 左右，经除砂打浆漂白后，其总损失率则高达 50~54%。

棉浆蒸煮结束后，进行倒料、洗涤，接着经半浆机进行初步打浆，然后漂白。

2. 麻浆的蒸煮

麻浆主要用于抄制高级纸张，如卷烟纸、钞票纸、证券纸等。其主要特点为：纤维物理强度大、纤维素含量高、燃烧时无焦味，麻浆制成的纸比较耐久。麻浆多用废麻袋、

表 1-2-17

麻浆蒸煮工艺条件示例

	绳头	废麻（熟丝袋）
蒸球容积（米 ³ ）	14 或 25	14 或 25
装球量（风干吨/球）	2.2 或 3.6	2.2 或 3.6
Na_2SO_3 （%）	15~17	15~17
NaOH （%）	5	3
液比	1:2	1:2
蒸煮最高压力（公斤/厘米 ² ）	5.5	4
保压时间（时）	8~9	7
高锰酸钾值	20~22	20~22
粗浆得率（%）	>50	>50

麻绳头、麻屑及麻质破布等为原料。

麻浆蒸煮近年多倾向于采用碱性亚硫酸钠法，以 Na_2SO_3 、 Na_2CO_3 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 或 Na_2SO_3 、 NaOH 为蒸煮剂。也有用石灰与纯碱法、烧碱法或硫酸盐法蒸煮。表 1-2-17 为卷烟纸用麻浆蒸煮条件示例。

麻浆与棉浆一样，蒸煮结束后倒料、洗涤，经半浆机初步打浆切断后，进行漂白。

三、蒸煮热量平衡计算举例(蒸煮耗汽量的计算)

(一) 假设计算有关数据如下

蒸煮器：蒸球容积	25 米 ³
蒸球内径	$\phi 3.65$ 米
蒸球壁厚 δ_1	0.016 米
蒸球重量	12500 公斤
比热	0.115 千卡/公斤·°C
保温层厚度 δ_2	0.05 米
保温层重量	2600 公斤
保温层比热	0.22 千卡/公斤·°C
包保温层后蒸球表面积	44.9 米 ²
原 料：装球原料绝干重量	3500 公斤
原料水分	15%
原料中水分量	620 公斤
原料比热	0.34 千卡/公斤·°C
原料初温	20°C
蒸煮液：按液比 1:3 计算	
蒸煮液总体积	9880 升
蒸煮液比重(浓度 50 克 NaOH/升)	1.05
蒸煮液重量	10374 公斤
蒸煮液由 20°C 预热至 80°C 加入球内，	
蒸煮液比热	0.91 千卡/公斤·°C
蒸煮最高压力(表压)	5 公斤/厘米 ²
蒸煮最高温度	158.1°C
升温时间	1.5 小时
保温时间	1 小时
粗浆得率	48%
每球蒸煮所得粗浆	1680 公斤绝干浆/锅
	1866 公斤风干浆/锅
蒸球周围平均室温	20°C

(二) 蒸煮热量消耗量计算

消耗热量包括：1. 草片加热；2. 草片中水分加热；3. 蒸煮液加热；4. 球体加

热；5. 球体损失于周围介质的热量；6. 其他热损失。

下面分别计算之：

1. 草片加热

草片从 20°C 加热至 158.1°C ，其热量为

$$Q_1 = 3500 \times 0.34(158.1 - 20) = 164000 \text{ 千卡}$$

2. 草片中水分加热

$$Q_2 = 620 \times 1 \times (158.1 - 20) = 85600 \text{ 千卡}$$

3. 蒸煮液加热

从 80°C 加热至 158.1°C 耗热：

$$Q_3 = 10374 \times 0.91 \times (158.1 - 80) = 737300 \text{ 千卡}$$

4. 球体加热

设开始球壁温度为 70°C ，最高温度为 157°C ，球壁加热需要热量为：

$$Q'_4 = 12500 \times 0.115 \times (157 - 70) = 125100 \text{ 千卡}$$

保温层平均最低温度为 82°C ，最高为 112°C ，其耗热为：

$$Q''_4 = 2600 \times 0.22 \times (112 - 82) = 17160 \text{ 千卡}$$

$$\therefore Q_4 = Q'_4 + Q''_4 = 142260 \text{ 千卡}$$

5. 球体损失于周围介质中的热量

为了计算总传热系数 K ，取

α_1 ——球内蒸煮液对球壁的给热系数为 $5000 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C}$

α_2 ——球外层(保温层)对空气之给热系数为 $10 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C}$

λ_1 ——球壁导热系数为 $50 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C}$

λ_2 ——保温层导热系数为 $0.25 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C}$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$
$$= \frac{1}{\frac{1}{5000} + \frac{0.016}{50} + \frac{0.05}{0.25} + \frac{1}{10}} = 3.33 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

球内开始温度为 70°C ，1.5 小时升至 158.1°C ，升温期平均温度为 $\frac{158.1 + 70}{2} =$

114°C ，蒸球周围空气温度为 20°C ，其升温期间热损失为：

$$Q'_5 = 3.33 \times 44.9 \times (114 - 20) \times 1.5 = 22400 \text{ 千卡}$$

保温期热损失为：

$$Q''_5 = 3.33 \times 44.9(158.1 - 20) \times 1 = 20630 \text{ 千卡}$$

$$\therefore Q_5 = Q'_5 + Q''_5 = 43030 \text{ 千卡}$$

6. 其他热损失以 10% 计算

升温期间为 115156 千卡

保温期间为 2063 千卡

总计蒸煮期间耗热量为：

升温：草片加热	164000 千卡
草片中水分加热	85600 千卡
蒸煮液加热	737300 千卡
球体加热	142260 千卡
球体损失于周围介质的热量	22400 千卡
其他热损失	115156 千卡
保温：球体损失于周围介质的热量	20630 千卡
其他热损失	2063 千卡
总计	1289409 千卡

(三) 蒸汽消耗量计算

以表压 7 公斤/厘米² 蒸汽计算，其热焓为 662.3 千卡/公斤，其汽化潜热为 490.9 千卡/公斤。

∴ 蒸煮一球浆蒸汽消耗为：

$$1289409/490.9 = 2626 \text{ 公斤/球}$$

换算为每吨浆耗汽：1563 公斤/吨绝干粗浆

$$1408 \text{ 公斤/吨风干粗浆}$$

上述理论计算耗汽量，实际上需再加 10~20% 的其他热消耗，每吨绝干粗浆耗汽约 1.7~1.9 吨，每吨风干粗浆耗汽约为 1.55~1.7 吨。

由于蒸煮液在加入蒸球之前要进行预热，其耗汽量为 x ，则

$$x = \frac{(10374 - x)(80 - 20) \times 0.91}{662.3 - 80}$$

$$\therefore x = 950 \text{ 公斤}$$

相当于：每吨绝干浆为 $950/1.68 = 565$ 公斤

$$\text{每吨风干浆为 } 950/1.866 = 509 \text{ 公斤}$$

因此，实际蒸煮耗汽量应为：

$$2.26 \sim 2.46 \text{ 吨蒸汽/吨绝干粗浆}$$

$$2.05 \sim 2.20 \text{ 吨蒸汽/吨风干粗浆}$$

从上述计算可见，绝大部分蒸汽是消耗于蒸煮升温期间，主要用于蒸煮液加热，因此，升温时间愈短，供汽高峰负荷愈集中，这是在制订工艺规程时应当考虑的。

第五节 改进碱法蒸煮效果的技术措施和发展趋势

一、碱液预浸渍

目前在中小型草浆厂，正逐步推广碱液球外预浸渍器。在预浸渍器中加入热碱液（温度在 80℃ 以上），与草片混合，使草片在装球前能均匀吸收碱液，提高蒸煮均匀性。生产试验表明，通过充分预浸渍未经蒸煮的稻麦草原料大约脱除了 40% 的木素，这说

明预浸可缩短蒸煮时间。而且草片吸收热碱液后变软，体积变小，自然堆积重度增大。因此，预浸可提高装锅量，缩短蒸煮时间，提高纸浆产量及质量，还可减少装料时灰尘飞扬，改善劳动条件，符合多快好省的原则。

球外预浸目前有两种型式：一种是草片与热碱在螺旋预浸器混合后，用螺旋压榨机挤压；另一种是草片与热碱只在螺旋预浸器混合，不经螺旋压榨机挤压。

上海某造纸厂采用球外预浸渍生产稻麦草漂白浆，其主要设备螺旋预浸器和螺旋压榨机特征和作用如下：

(1) 螺旋预浸器：其主要作用是将碱液和草料均匀混合，通汽加热，在适当温度下，对草片进行预浸渍。其主要特征：

- 长 2500 毫米，内径 $\phi 700$ 毫米；
- 螺旋叶片直径 680 毫米，螺旋叶片数 6 个；
- 螺距 400 毫米；
- 转速 110 转/分，安装角度 8.5° ；
- 电动机功率 8 千瓦，转速 960 转/分；
- 进料上口 1300×800 毫米；
- 进料下口 700×550 毫米。

(2) 螺旋压榨机：其主要作用是把预浸渍机送来的草料进行适当的挤压，将多余碱液挤出送回碱液预热计量槽，并将草压扁或纵向劈裂，使在预浸器未充分吸收到碱液的草片，进一步均匀地与碱液混合，借挤压作用，使碱液加速向草片内部浸透，为快速蒸煮创造有利条件。松散的草片由于受到预浸和螺旋压榨的作用变得密实和柔软，为进一步提高装锅量创造条件。

螺旋压榨机主要特征：

- 螺旋压榨机直径 $\phi 388$ 毫米；
- 螺距 270、210、190、190、190、160 毫米；
- 滤水网笼眼孔直径 $\phi 5$ 毫米；
- 滤水网笼内径 $\phi 400$ 毫米；
- 螺旋转速 100 转/分；
- 电动机功率 40 千瓦，转速 1480 转/分。

(3) 螺旋输送机：主要作用是把螺旋压榨机出来的草料迅速送入球内。其主要特征：

- 螺旋直径 $\phi 300$ 毫米；
- 螺距 230 毫米；
- 总长 5000 毫米；
- 转速 520 转/分，有倒正开关可倒正转；
- 电动机功率 4.5 千瓦，转速 960 转/分。

这一螺旋预浸渍系统，要求备料时草片长 30 毫米左右，合格率在 85% 以上，投料均匀。碱液温度应在 95°C 以上，液比 $1:3.0 \sim 3.2$ 。要求送液量与送草量一定要配合好，使预浸后草片的吸液量(包括草片内水分)达到绝干草片重量的 280~300%，这是保证螺

螺旋压榨机正常操作的重要条件。送液量过大时，螺旋压榨机会产生打滑现象，在出口处无法形成料塞。

表 1-2-18 为采用预浸渍与不用预浸渍蒸煮比较。

表 1-2-18

	未用预浸渍时 (1965年)稻草	采用预浸渍后 (1975年)	
		稻 草	麦 草
蒸球容积 (米 ³)	40	40	40
装球量 (公斤, 绝干)	5000	6000	6000
单位容积装球量 (公斤绝干/米 ³)	125	150	150
用碱量 (% NaOH, 对绝干草)	12.5	8	12
亚硫酸钠 (% Na ₂ SO ₃ , 对绝干草)	3	2	2
液 比	1:3	1:3.2	1:3.2
蒸煮全程时间 (时:分)	4:20	3:05	3:50
其中装料	1:00	1:10	1:10
升 温	0:35	0:40	0:40
放 汽	0:05	—	—
低压保温	1:00	—	—
再升温	0:10	—	—
高压保温	1:15	1:00	1:45
全压喷放	0:15	0:15	0:15
粗浆硬度 (高锰酸钾值)	8.0~9.0	14~16	16~18
黑液残碱 (NaOH 克/升)	4~8	0.5~3	3~6
漂浆白度 (蓝光)	69~70 (单段漂)	70~72 (三段漂)	73~76 (三段漂)

有些厂采用多台螺旋送料器做预浸和送料设备，草片与热碱液在螺旋送料器内混合，预浸后草料不经螺旋压榨机压榨直接装锅，也取得良好效果。如北京某造纸厂，采用 6 台固定式螺旋送料器与一台活动螺旋送料器，将备料工段切好的草料运送到蒸球上，热碱液在第一台螺旋送料器入口处与草料同时加入。该厂 4 个 25 米³蒸球生产漂白稻麦草浆，原来风送原料人工加料，日产 15~16 吨漂白草浆，改为螺旋送料器预浸和送料后，装球器装料，可日产 30~35 吨漂白草浆，产量大幅度增加，质量也有明显提高，工人劳动条件大大改善。该厂的螺旋送料器的特征如下：

螺旋送料器长 6690 毫米，筒内径 ϕ 600 毫米；

螺旋叶片直径 ϕ 560 毫米，螺距 400 毫米；

螺旋轴直径 ϕ 168 毫米无缝钢管；

螺旋送料器安装倾斜角为 15°左右；

电动机功率 7 千瓦。

二、预水解硫酸盐法蒸煮

预水解硫酸盐法是用于制造精制浆 (又称人造丝浆)，供生产人造丝、玻璃纸及其他某些特殊纸张之用。

精制浆的质量指标比一般造纸用浆要求高 (有关精制浆质量指标见第三章)，纸浆要

求较高的纯度， α -纤维素含量要高，而半纤维素含量要低，聚合度也有一定要求。

目前，世界上生产精制浆仍以亚硫酸盐法为主。但预水解硫酸盐法逐步有所发展，尤其是制造富强纤维浆(强度较高的人造丝浆)时，采用预水解硫酸盐浆较通常的亚硫酸盐浆好，因为预水解硫酸盐法能制得 α -纤维素含量很高、半纤维素含量低、聚合度又较高的纸浆，可用于生产富强人造纤维。

预水解硫酸盐法蒸煮过程，主要包括预水解和硫酸盐蒸煮这两个方面。下面分别介绍之：

(一) 预水解处理

1. 预水解的作用及其原理

预水解的作用主要有：

(1) 降低原料中的半纤维素含量，并改变其结构，提高纸浆的 α -纤维素含量：在预水解过程中，不管是那一种预水解剂，预水解总是在酸性条件下进行。在水、汽预水解时，酸性是由于水解时产生的有机酸引起的。在酸性条件下，半纤维素发生酸性水解而溶出，使原料中半纤维素(尤其是多戊糖)含量大大下降。通过酸性水解后，由于部分糖基的水解溶出，使残留于原料中的半纤维素的构造发生变化，再在碱性条件进行蒸煮易于溶出。因此，预水解硫酸盐法蒸煮可以视为兼有亚硫酸盐法(类似)与硫酸盐法的作用，使所得纸浆(又称为浆粕) α -纤维素含量较高。

但是应当指出，如果先进行碱法蒸煮，然后再进行酸水解，不可能达到降低半纤维素的目的。因为在碱法蒸煮时，半纤维素与纤维素之间可能发生了化学键的重新配置或吸附作用，使浆中半纤维素与纤维素间的结合比在原料中结合更牢固，所以用弱酸水解已不能有效地除去半纤维素。若水解条件剧烈，则不仅除去半纤维素，而且会损伤纤维素。

(2) 提高纸浆化学加工时反应能力：预水解能提高纸浆的反应能力，因为在酸性条件下，预水解类似于亚硫酸盐蒸煮，能破坏纤维的初生壁，并使初生壁在制浆过程中全部掉下来。这样，富含纤维素的纤维次生壁就暴露出来，与化学加工用药剂(NaOH , CS_2)接触，从而提高浆粕的反应能力。

(3) 预水解可控制浆粕的粘度与聚合度：有些精制浆要求较高的粘度与聚合度(如富强纤维浆粕)，有些则要求较低的粘度与聚合度(如某些制纤维素酯、醚用浆)，这可以通过采取不同的预水解条件来控制(也可用碱煮条件控制)。较缓和的预水解条件，粘度与聚合度较高；较剧烈的预水解条件则粘度与聚合度较低。

(4) 预水解的其他作用：预水解时由于半纤维素的水解，破坏或削弱了碳水化合物与木素之间的连结，也有部分木素被除去。但预水解是在酸性条件下，木素除了有部分溶出外，也还有缩合的一面，而且缩合后的木素难以溶出，一般预水解后蒸煮用碱量不是减少而是增加。因此，预水解条件不宜太剧烈，太剧烈将会使浆质量下降，使预水解以后的处理困难。

2. 预水解的方法

现时常用的预水解方法有三种：

(1) 酸预水解法：酸预水解剂有：硫酸、盐酸、硝酸、亚硫酸等无机酸，其中以硫

酸比较便宜,应用普遍。以硫酸做预水解剂时,浓度较稀,多在0.3~0.5%左右,温度较低(100~125℃),时间较短。研究表明,预水解酸浓超过0.5%,温度高于125℃,多戊糖含量虽有所下降,但蒸煮所得纸浆的木素含量迅速上升,说明有较多的木素发生酸缩合。一般预水解酸浓低些,温度可以高些;而酸浓高则温度要低些。

采用稀亚硫酸作预水解剂时,虽可达到预水解的目的,但木素的缩合较严重,若能采用亚硫酸盐液作预水解剂,则可避免木素的缩合,这实际上就是“酸-碱”两级蒸煮法。

酸预水解可在不锈钢的硫酸盐蒸煮锅内进行,亦可单独在耐酸预水解锅内进行。

(2) 水预水解法:以清水为预水解剂,进行原料预水解的方法。水解过程中,由于原料本身在热水的作用下分离出乙酰基与甲酰基,形成醋酸与蚁酸,得以供给 H^+ 离子进行酸水解作用,因此水预水解作用原理与酸预水解相同。

在水预水解进行时,除产生醋酸与蚁酸外,还产生其他有机酸,使酸度逐渐增加,水解作用逐渐激烈,到水解终了时,pH值最低能降至3.0左右。由此可见,水预水解时的温度、时间是主要影响因素,温度高、时间长的水解程度较温度低、时间短的水解程度高,多戊糖除去多,纤维素降解大,木素缩合较多。一般水预水解的温度在140~180℃左右,时间在20分钟至3小时不等。

(3) 汽预水解法:以高温饱和蒸汽作为预水解剂,在高温下进行原料预水解的方法,其作用原理与水预水解相同。但由于汽预水解液比小,水解液中 H^+ 离子浓度大,作用迅速,且升温时间短,因此,汽预水解的作用时间很短,只要10~30分钟。预水解时间过长,反而使 α -纤维素及聚合度下降过甚,木素的缩合也较严重。汽预水解法要注意通汽均匀,防止局部过热。

采用汽预水解法,可不排出水解液或部分排出水解液,在压力降至9.81~14.72×10⁴牛顿/米²(1~1.5公斤/厘米²)左右时,压入蒸煮碱液进行硫酸盐蒸煮,这样可提高设备利用率,节约蒸汽,提高黑液浓度。

这三种预水解方法,目前多采用水、汽预水解方法。酸预水解需用昂贵的耐酸材料;水预水解设备简单,可用一般硫酸盐蒸煮器,其水解液比大、升温慢、时间长、酸度小、水解缓和;汽预水解也是用一般硫酸盐蒸煮设备,且生产周期短,设备利用率高,多戊糖下降快,聚合度比较均匀,蒸煮汽耗省,残留黑液中有机物多,对碱回收有利等。

表1-2-19为马尾松三种预水解方法的比较;表1-2-20为三种预水解条件所得水解木片,及不经水解木片,采用同样蒸煮条件与精制漂白条件(变更漂率),所得精制浆成品质量比较。

(二) 预水解后半料的碱法蒸煮

预水解后半料的硫酸盐法(或烧碱法)蒸煮,与一般的硫酸盐蒸煮一样。但由于预水解过程木素的缩合及其他物质的变化,使预水解后半料颜色变深,而人造丝浆白度要求高,这就使对蒸煮程度和均匀度也要求高,所以蒸煮用碱量较一般造纸用浆高,并要选择适当的蒸煮温度及蒸煮时间。表1-2-21为蔗渣与马尾松生产富强纤维浆粕的试验工艺条件示例,可供参考。其中马尾松富强纤维浆为福建某纸厂生产,蔗渣富强纤维浆为广东某纸厂用连续蒸煮和“三合一”漂白方法生产,均符合国家规定的质量标准,供化纤厂抽制富强纤维用。

表 1-2-19

水解后木片的成分比较

项 目	编 号	酸 预 水 解	水 预 水 解	汽 预 水 解	原 木
水解条件		0.5% H_2SO_4 110°C 2 小时	水 150°C 2 小时	汽 170°C 20 分钟	
水解得率(%)		87.8	90.7	91.4	
水解残渣成分:		对水解后 木 片	对水解后 木 片	对水解后 木 片	对 原 木
木 素(%)		33.76	29.60	31.42	27.86
聚戊糖(%)		8.87	7.78	7.51	9.09
灰 分(%)		0.600	0.527	0.69	0.520
1% $NaOH$ 抽出物(%)		22.29	19.51	20.75	18.86
树 脂(%)		5.14	4.52	4.66	7.14
硝酸乙醇纤维素		—	—	47.60	45.79

表 1-2-20

不同水解方法制成的精制浆的质量比较

	酸 预 水 解	水 预 水 解	汽 预 水 解	未 水 解
硫酸盐未漂浆①				
硬度(贝克曼值)	99.1	106.9	112.3	116.7
得率 (%)	36.5	36.5	37.2	40.0
残碱(克/升)	10.65	10.41	11.58	9.43
漂白总氯耗(%有效氯)②	5.00	5.59	5.52	6.23
成品浆质量:				
α -纤维素, (%)	92.60	92.10	91.80	88.28
粘度(厘泊)	18.96	12.5	17.6	27.8
灰分(%)	0.088	0.127	0.256	—
聚戊糖(%)	3.85	3.78	3.96	7.00
木素(%)	微	微	微	—

① 蒸煮条件如下:用碱量(对绝干原木)20% Na_2O , 硫化度28%, 液比1:4, 升温70~110°C 0.5小时, 110~170°C 2.5小时, 保温2小时。

② 精制漂白采用:氯化→碱处理→次氯酸盐漂白→次氯酸盐漂白→酸处理五段漂流程

棉短绒的半纤维素含量很少, 不须预水解, 可直接用烧碱法蒸煮脱脂, 破坏纤维初生壁, 有时在蒸煮时加入少量的湿润剂(如肥皂、松香皂等)。

三、氧碱法制浆

氧碱制浆是一种新近发展起来的无污染制浆法。普通硫酸盐法制浆对环境的污染主要是 Na_2S 造成的, 它在蒸煮过程中产生恶臭气体硫醇、硫醚与 H_2S 等。氧碱法制浆可以考虑不用 Na_2S 为蒸煮剂, 减少污染。氧碱制浆可提高得率约2~6%。主要困难是氧不能快速均匀地进入木片中, 因此木材多采用两段蒸煮法, 即:先用碱法(以 $NaOH$ 、 Na_2CO_3 或 $NaHCO_3$)预处理或亚硫酸盐法预处理后, 经机械分离, 然后再用氧碱法处理; 也有采用一段氧碱法处理木片的研究, 这一方法处理结构疏松的草类原料比较适

表 1-2-21

	蔗 渣 ^①	马 尾 松
预水解方法	水预水解	水预水解
液 比	1:5	1:2.5
最高温度(°C)	160~170	172
最高压力(公斤/厘米 ²)	7~7.5	8.0
升 温 (时:分)	—	0:40 (放压三次)
保 温 (时:分)	1:30	0:20
水解后半料中聚戊糖(%)	6~7 pH:3~4	水解后含酸 1.2~1.5 克/升
碱 煮:		
用碱量(%) (NaOH 计)	18~21	20.12 Na ₂ S 4.91
液 比	1:4	1:3.2
最高温度(°C)	145~150	173
最高压力(公斤/厘米 ²)	—	7.2
升温时间(时:分)	—	0:35(放压三次)
保温时间(时:分)	—	0:50
粗浆硬度(KMnO ₄ 值)	9~10	12±2
粗浆聚戊糖(%)	<4	—
平均聚合度(DP)		950~1050

① 采用连续预水解连续碱煮设备。

宜。氧碱蒸煮一般要加保护剂，以减少碳水化合物的降解。

(1) 碱法-氧碱法两段蒸煮：第一段先将木片用烧碱或 Na₂CO₃ 或 NaHCO₃ 预煮成木素含量较高的半料浆，然后将这部分脱木素的木片，用机械分离。第二段在一定压力下，用碱和氧气继续蒸煮；其用碱量根据半料浆木素含量而定；温度大多在 90~130°C 之间；保护剂可用 1% 左右的 MgCO₃，据研究报告，认为 KI 保护碳水化合物的效果明显；氧气压力可在 4.91~9.81×10⁵ 牛顿/米² (5~10 公斤/厘米²) 之间，亦可高于 9.81×10⁵ 牛顿/米² (10 公斤/厘米²)；浆浓应不低于 15% 为宜。

(2) 亚硫酸盐-氧碱法蒸煮：第一段用亚硫酸盐(如 Na₂SO₃，也可用 MgSO₃)蒸煮，机械分离；第二段用氧碱蒸煮。如我国东北某造纸厂进行氧碱制浆试验，第一段采用亚硫酸钠或亚硫酸镁药液预处理苇片：总酸 1.5~2.0% (亚硫酸钠预处理时另加 0.2~0.4% Na₂CO₃)，液比 1:4，温度 165°C，保温不超过 1 小时，卡伯值 60~70，硫耗每吨漂白浆不超过 60 公斤，粗浆得率 80~85%。以采用亚硫酸钠法效果更好，硫耗低，便于考虑回收。机械磨浆后氧碱处理：加碱(对原浆) 5~5.5%，MgO 0.5~1.0%，浆浓 25%，氧压 5.89~8.83×10⁵ 牛顿/米² (6~9 公斤/厘米²)，温度 90~110°C，保温 30~60 分钟。再经次氯酸盐漂白，白度达 60 度(蓝光)以上，总得率达 65~70%。

国外研究了蔗渣、稻草的氧碱一段蒸煮法：蔗渣用碱量 8%、12%、15%，液比 1:7，最高温度 135°C，升温 90 分钟，保温 30 分钟，氧压 0~1.47×10⁶ 牛顿/米² (0~15 公斤/厘米²)；稻草用碱量 10%、12%，液比 1:7，最高温度 100°C 和 120°C，保温 30 分钟，氧压 0~9.81×10⁵ 牛顿/米² (0~10 公斤/厘米²)。结果表明，氧压 9.81×10⁵ 牛

吨/米² (10 公斤/厘米²) 得率最高, 氧压 4.91×10^5 牛顿/米² (5 公斤/厘米²) 时强度最高。采用氧碱法一段蒸煮, 纸浆得率比同样条件的烧碱法浆高 6~10%, 强度也有某些提高。

氧碱法制浆的得率不低于硫酸盐法; 其强度对阔叶材浆来说与硫酸盐法差不多, 针叶材浆, 其强度则低于硫酸盐法。

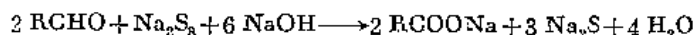
氧碱法制浆在工艺上最大的困难之一, 是氧在碱液中的溶解度很低, 在反应过程中往往因氧供应不足, 而影响氧与木素反应, 为克服之, 应尽量提高浆料浓度, 还可采取搅拌措施, 以增加氧与浆料接触的机会, 加速反应。另外, 木材原料要用两级蒸煮, 操作比较复杂; 氧处理阶段在技术上尚未完全掌握; 基建投资目前还比较大。

四、借稳定作用防止剥皮反应以提高纸浆得率的 改良硫酸盐法蒸煮

碳水化合物的剥皮反应, 是碱法蒸煮纸浆得率下降的主要原因, 为了使还原性末端基转变成对碱稳定的基团, 防止剥皮反应, 研究了许多方法。但是, 从经济的角度考虑, 目前只有多硫化钠法与硫化氢-硫酸盐法似乎有希望在工业上应用, 下面分别介绍之。

(一) 多硫化钠蒸煮

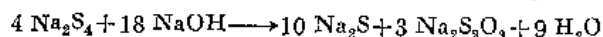
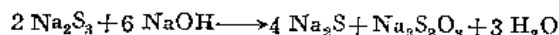
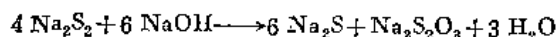
多硫化钠蒸煮是 1963 年提出的, 我国在 1964 年也开始了多硫化钠蒸煮试验, 并应用于生产中。多硫化钠的作用是使碳水化合物的还原性末端醛基氧化成羧基, 使碳水化合物对碱稳定, 不发生剥皮反应, 达到多保留碳水化合物、提高纸浆得率的目的。多硫化钠与碳水化合物末端醛基的反应如下:



研究表明, 在硫酸盐蒸煮中采用多硫化钠代替部分 Na_2S , 可以提高蒸煮得率。例如在厚皮刺果松硫酸盐蒸煮试验中, 加入 12% 多硫化物硫, 在纸浆木素含量均为 7.5% 时, 纸浆得率由 50% 增加到 61%, 即多硫化钠蒸煮比普通硫酸盐蒸煮增加了 11% 的得率。得率的增加, 是由于多糖保留量的增加, 其中多葡萄糖甘露糖增加为 100%, 约占增加得率的一半; 多木糖和纤维素分别增加 10%。阔叶材蒸煮时主要是增加了多木糖的保留。

生产实践表明, 在硫酸盐蒸煮工艺变化不大的情况下, 往间歇蒸煮器中加入 2% 元素硫, 纸浆得率可提高 3~3.5%, 这也是生成部分多硫化钠的结果。

多硫化物在低温下, 分解很慢, 而在一般的蒸煮最高温度下, 几乎完全分解。其反应如下:

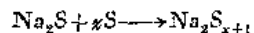


多硫化钠的这一分解反应, 导致硫的损失, 是蒸煮中不希望的反应。前面第一节的图 1-2-23 反映了多硫化钠分解为硫化钠和硫代硫酸钠与温度影响的关系。近年来, 根据多硫化钠在较低温度下分解慢的性质, 研究了多硫化钠-硫酸盐(或烧碱)两段蒸煮法: 原料先在 100~130°C 下以多硫化钠预浸渍, 使多糖末端基氧化, 排出预浸液后, 再用

普通硫酸盐(或烧碱)进行蒸煮,这样,得率增加比较多。

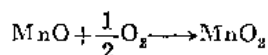
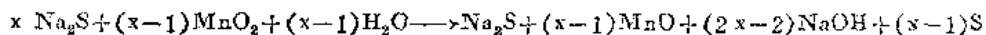
多硫化钠法稳定多糖的作用,是有一定限度的,因为碱法蒸煮后期多糖发生碱性水解,产生新的还原性末端基,又会发生剥皮反应。

多硫化钠蒸煮液多以白液或硫化钠溶液加元素硫制备,其反应如下:



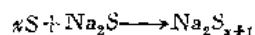
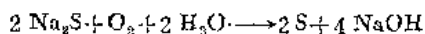
硫磺的加入量,一般在 2~4% 比较合适。

近年来,以 MnO_2 氧化 Na_2S 生成游离 S 的试验,已得出结果,氧化温度为 80°C ,其反应如下:



这一方法,对多硫化钠蒸煮的工业化是有意义的。

近年来,还研究了以防湿剂处理过的粒状活性炭为催化剂,用空气氧化白液的技术,其化学反应如下:



有一部分 Na_2S 生成 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$:



多硫化钠法蒸煮发展很慢,迄今尚未能在工业生产推广,其主要原因是 Na_2S_x 不易回收,硫污染严重,设备腐蚀严重等。

(二) 硫化氢-硫酸盐法蒸煮

用硫化氢预处理后,再进行硫酸盐蒸煮,是稳定多糖提高得率的另一有发展可能的方法。

硫化氢预处理有两种方法:一种是用硫化氢和水对木片进行预处理,然后用硫酸盐法蒸煮,浆的得率比普通硫酸盐法提高 2~3%;另一种是用硫化氢、水和碱性缓冲剂(如碳酸钠、碳酸钙、氧化钙、硫化钠或硫氢化钠、或稀的硫酸盐绿液)预处理,然后用硫酸盐法蒸煮,浆的得率可提高 6~7%。这两种方法的得率和浆的性质比较见表 1-2-22。

表 1-2-22

	不经预处理	经硫化氢预处理	经硫化氢和水预处理	经硫化氢水和碳酸钠预处理
纸浆得率(对干木材%)	44.1	46.1	47.6	50.5
浆渣(%)	0.4	0.3	0.3	0.2
高锰酸钾值	22.8	22.5	23.0	22.7
粘度(CP)	36.7	36.2	59.1	49.6
白度(%)	23.1	24.1	23.1	26.0

由表 1-2-21 可见,当经 H_2S 预处理(木片水分 50%)后,用硫酸盐蒸煮时,纸浆得率只增加 2%,浆的粘度、白度没有明显变化。若在 H_2S 预处理时加三份水,浆的得率

可增加 3.5%，同时，浆的粘度显著增加。当 H_2S 预处理加入温和的碱性缓冲剂时，纸浆得率可提高约 6.5%，粘度有较大提高，白度亦略有提高。因此，以 H_2S 加碱性缓冲剂的预处理效果最佳。关于缓冲剂在反应中的作用，目前尚未完全了解，大概可以用两个作用解释：(1) 当木片在水中加热时，由于产生酸水解，使碳水化合物受到很大损失，碱性缓冲剂可以中和产生的酸，使 pH 值接近中性，减少碳水化合物的酸水解。(2) 硫化氢与碳酸钠或硫酸盐绿液反应，产生硫氢化钠，加速蒸煮脱木素反应，使碳水化合物多保留，提高纸浆得率。

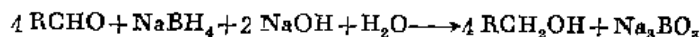
预处理的适宜条件为：硫化氢用量 1.0% 左右，液比 1:4，锅内总压力 $8.83 \sim 9.61 \times 10^5$ 牛顿/米² (9~9.8 公斤/厘米²)，最高温度 127°C，保温时间 40 分钟。

硫化氢-硫酸盐法与普通硫酸盐法相比得率提高，主要是由于针叶材中多葡萄糖甘露糖和阔叶材的多木糖被稳定下来的缘故，同时也提高了纤维素的保留率。

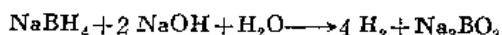
此法用间歇蒸煮锅进行 H_2S 预处理时，容易发生爆炸，且装料时 H_2S 逸出，污染大气，用连续蒸煮可克服此缺点。

(三) 硼氢化钠制浆法

该法是利用硼氢化钠使碳水化合物还原性末端基还原成对碱稳定的伯醇基，防止剥皮反应；它还可以还原原料中的发色基团。还原反应如下：



硼氢化钠象多硫化钠一样，在 135°C 的热碱液中即完全分解，反应如下：



因此，最好在 80°C 左右用 $NaBH_4$ 预处理后，再进行普通碱法蒸煮。据研究表明，蒸煮松木和桦木在纸浆卡伯值为 36 时，可提高得率 11%。

新近国外研究了一种高白度、物理强度好、得率高达 85~90% 的制浆法，该法先用含 $NaBH_4$ 0.5~2 克/升、 $NaOH$ 20~80 克/升的溶液预浸渍，液比 1:1~5，温度由室温至 50°C，时间 30 分，预浸渍后得率在 88~93% 之间， $NaBH_4$ 消耗量为 0.1~0.25% (对绝干木材)，预浸后碱液可收集再用。浸渍后木片经挤压后，用 pH 6~7 的含 SO_2 20~40 克/升的 $NaHSO_3$ 溶液蒸煮。此法所得纸浆得率高、白度高且稳定。

硼氢化钠法制浆，由于硼氢化钠价格昂贵，经济上不合算，未能在工业上应用。

五、氨法制浆

氨法制浆是近年发展的无污染制浆法。其中一种是氨爆破法，它基于让木片在一定水分的系统内，加氨在高温高压下进行短时间处理，使木片塑化，然后通过减压爆破，然后再经缓和的机械处理使纤维解离。这种制浆法得率可达 85~95%，成纸强度比一般机械木浆好。

另一种是用氨水做蒸煮剂，加入少量助剂（如硫磺），用一般蒸煮方法蒸煮高得率浆，供抄造包装纸、有色卫生纸、瓦楞厚纸等。如我国某厂蒸煮麦草，用氨量 4%，硫磺量 0.5%，液比 1:2.2，最高压力 $6.87 \sim 7.36 \times 10^5$ 牛顿/米² (7~7.5 公斤/厘米²) 保压 4 小时，蒸球大放汽可回收 30~36% 的氨量。放料后用卧式水力碎浆机疏解，洗涤、打浆后即可抄包装纸，粗浆得率可达 60% 以上。这种方法的黑液不仅含有氮、磷、钾等无

机肥料，而且含有大量有机肥料，肥效很好。

还有一种是用在较高的温度和压力下，在氨水中用氧处理粉粹原料，称氧氨法制浆。这一方法可用于处理木材，更适于处理草类原料，其废液对环境无污染，可用作生产蛋白饲料酵母和肥效持久的有机-无机肥料。

六、添加助剂蒸煮

研究表明，在碱法蒸煮中添加各种助剂，可以提高纸浆的得率、强度、蒸煮均匀性、白度，减少蒸煮用碱量或代替硫化钠加速脱木素作用等。现在研究中所用的助剂种类很多，下面简单介绍其中几种。

(一) 蒽醌

蒽醌是近几年才研究提出的，可使烧碱法纸浆得率与强度达到硫酸盐浆水平的新型助剂，它既可加速脱木素作用，又不至造成污染。

最早是1972年德意志民主共和国的研究者发表的关于添加蒽醌-磺酸钠(AMS)的松木烧碱法和硫酸盐法蒸煮的文章，他们在烧碱-AMS法蒸煮中，加入3%AMS时，使纸浆得率提高4.6%，强度提高66%，得率与强度均超过同样条件下的硫酸盐浆。这一结果引起了各国的普遍重视，德意志民主共和国和加拿大分别对具有醌型结构的30多种化合物进行了添加蒸煮试验。结果表明，AMS的效果不错，而蒽醌及其烷基衍生物效果最佳，仅加入0.05~1%蒽醌的烧碱法纸浆得率就达到硫酸盐浆的水平。AMS价格高于蒽醌，且含硫，不如蒽醌优越。美国、日本、澳大利亚、芬兰、瑞典、中国等都分别进行了研究，结果相似。

国内进行了草类原料的烧碱-蒽醌法蒸煮小型试验和生产试验，获得提高得率、提高强度、缩短蒸煮时间的良好效果。表1-2-23为麦草用烧碱-蒽醌法蒸煮与烧碱法蒸煮

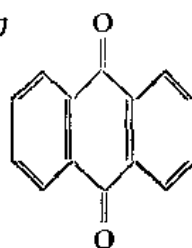
表 1-2-23 烧碱-蒽醌法与烧碱法比较

	烧碱法	烧碱-蒽醌法
用碱量(% NaOH)	16.4	13.0
蒽醌(%)	0	0.05
最高蒸煮压力(公斤/厘米 ²)	5.5	5.5
装锅时间(时:分)	1:30	1:30
升温时间(时:分)	1:00	1:00
保温时间(时:分)	4:00	2:30
放锅时间(时:分)	0:15	0:15
蒸煮总时间(时:分)	6:45	5:15
黑液残碱(克/升)	5.5~7.2	4.4~5.9
卡伯价	16.0~19.2	15.7~20.5
高锰酸钾值	10.4~11.4	10.7~13.4
漂率(%)	4.95~6.18	5.78~6.99
粗浆得率(%)	45.85	51.00
细浆得率(%)	39.58	46.00
漂浆得率(%)	38.93	45.52

的比较,可见在烧碱法中加入 0.05% 蒽醌,可降低碱耗、缩短蒸煮时间、提高纸浆得率。

在硫酸盐法蒸煮中,添加蒽醌及其衍生物,也有明显效果,可降低用碱、提高得率和强度。在氧碱法制浆中,添加蒽醌及其衍生物好处是:(1)碱煮和氧(碱)煮两段之间,可以不用纤维解离,从而简化工艺,节省投资。(2)碱煮段缩短了时间,提高了得率。

蒽醌是一种有机物,其分子式为 $C_{14}H_8O_2$,结构式为



,它是淡黄色针状

体,熔点 285°C ,沸点 380°C ,不溶于水,能溶于醇或醚,在高温碱性介质中不分解。在现有工厂采用烧碱-蒽醌法蒸煮,不用更换设备和添置设备,上马快。由于蒽醌用量少,总的生产成本有较大的下降。

根据最近对碱-蒽醌蒸煮机理的研究,醌型化合物在蒸煮中起氧化还原催化作用。醌型化合物可以氧化碳水化合物(醌型化合物被还原成还原醌型化合物),使碳水化合物的还原性末端基氧化变成偏变糖酸基,阻止了剥皮反应的进行。脱木素首先是 NaOH 使原料木素的某些交联键(酚醚键)裂开,这些部分裂开的木素中间物(尚未能溶于碱)与还原醌型化合物发生氧化还原作用,木素中间物将还原醌型化合物,氧化成醌型化合物,使醌型化合物象催化剂一样循环起作用。部分裂开而含有活性部位的木素中间物,则由于被还原而钝化,不再化合,还原后的木素在 NaOH 作用下,变成溶于碱的碎片。

(二) 二甲基酰胺

长链不饱和脂肪酸的二甲基酰胺,用于硫酸盐蒸煮,可增加得率,减少用碱量。如松木硫酸盐蒸煮,用量为每吨纸浆 350 克,能减少 20~21% 活性碱用量,增加得率 2%。蒸煮桦木加入 1% 油酸二甲基酰胺,能增加 1% 得率,在适当条件下能使得率增加约 5%。用这种助剂能缩短蒸煮时间。这种助剂可溶解阻碍蒸煮液渗透的毛细管间的树脂及其他物质,故能增强蒸煮液的渗透速度。

(三) 其他助剂

国内,对氨基磺酸用于蒸煮也进行了研究,如在烧碱蒸煮龙须草时,加入 2.5% (对原料)的氨基磺酸,可提高耐折度 24.4%、撕裂度 28.0%、韧度 21.4%,裂断长和耐破度也分别有少许提高。

在碱法蒸煮中加入象肱(又称联氨 $\text{H}_2\text{N}\cdot\text{NH}_2$)、羟胺(NH_2OH)等有机还原物,可以稳定碳水化合物,提高纸浆得率。

主要参考文献

1. 天津大学等院校编:制浆造纸工艺学,中国财经出版社出版,1961年,第79~128页。
2. 北京轻工业学院:制浆工艺学,中国财经出版社出版,1961年,第143~217页。

3. 华南工学院: 制浆造纸机器与设备, 中国财经出版社出版, 1961年, 第105~136页。
4. R. G. MacDonald, J. N. Franklin: Pulp and Paper manufacture, Vol. I (2nd. Ed., 1969). p. 347~438.
5. Ю. Н. Непенин: Технология Целлюлозы, Том II, Производство сульфатной целлюлозы (1963), p. 40~99.
6. A. Tedex: The equilibrium between hydrogen sulfide and sulfide and sulfide ions in kraft pulping, Svensk Papperstidning 76:607(1973).
7. R. K. Strapp: High-yield sulfite pulping, VII. The Ross diagram—An analytical guide for chemical pulping and other extraction processes, Tappi 39, №4:249(1956).
8. J. Gierer: The reactions of lignin during pulping, Svensk Papperstidning 73, Nr. 18:571 (1970).
9. P. J. Kleppe: Kraft pulping, Tappi 53, №1:35(1970).
10. G. Brunow, G. E. Miksche: Some reactions of lignin in kraft and polysulfide pulping. Proceedings of the 8th. Cellulose conference, III. General papers, 1155(1976).
11. E. Sjöström: The behavior of wood polysaccharides during alkaline pulping processes, Tappi 60, №9:151(1977).
12. S. Yllner: A study of the removal of the constituents of pine wood in the sulphate process using a continuous liquor flow method, Svensk Papperstidning 60, Nr. 21:795(1957).
13. D. W. Calyton: The alkaline degradation of some hardwood 4-O-methyl-D-glucuronoxylans, Svensk Papperstidning 66, Nr. 4:115(1963).
14. 何瑞亭等: 硫酸盐法蒸煮芦苇和芒草的反应历程及其对制浆造纸的关系, 轻工业部造纸研究所 1964~1973年研究报告汇编(上册), 第84~114页。
15. K. E. Vroom: The "H" factor; A means of expressing cooking time and temperature as a single variable, P.P.M.C., 58, №3:228(1957).
16. P. 伦吉尔: 匈牙利的稻草制浆, 造纸技术通讯, 1978年, 第一期, 第50~54页。
17. 西北轻工业学院、上海造纸木材工业公司编: 稻草制浆, 轻工业出版社出版, 1978年, 第74~101页。
18. 天津轻工业学院、天津轻工业机械厂: 卡米尔连续蒸煮器, 造纸技术通讯, 1973年, 第3期, 第39~52页。
19. 卡米尔连续蒸煮器, 瑞典技术座谈会资料(造纸部分), 1972年, 第8~12页。
20. 广东化工学院: 关于连续蒸煮预浸渍、加料器和排料器等问题的讨论, 造纸技术通讯, 1972年, 第2~3期, 第5~20页。
21. 四川省嘉乐造纸厂: 草浆横管式连续蒸煮器生产情况, 造纸技术通讯, 1974年, 第2期, 第4~11页。
22. 罗永铨: 格仓进料器的设计和制造, 造纸技术通讯, 1978年, 第4期, 第5~12页。
23. P. B. Borlew: Chip thickness: A critical dimension in kraft pulping, Tappi 53, №11:2107 (1970).
24. I. Palenins: The state of whole-tree utilization in Scandinavia, Tappi 59, №7:72(1976).
25. 青州造纸厂: 化浆车间蒸煮程序控制初步试用情况简介, 造纸技术通讯, 1974年, 第3期, 第1~3页。
26. 上海江南造纸厂: 稻草球外预浸渍提高蒸煮能力, 造纸技术通讯, 1976年, 第1期, 第17~20页。
27. 北京造纸一厂制浆车间: 螺旋送料器及其使用情况, 造纸技术通讯, 1976年, 第1期, 第20~22页。
28. 轻工业部造纸研究所: 各种植物纤维制造人造丝浆, 轻工业出版社出版, 1958年, 第92~122页。
29. 关于氧碱法制浆, 吉林造纸厂技术通讯, 1975年, 第2期, 第1~17页。
30. B. I. Fleming: Soda pulping with anthraquinone: A mechanism, Tappi 61, №6:43(1978)
31. 添加醌型化合物的碱法制浆, 造纸技术通讯, 1978年, 第5期, 第34~42页。
32. 轻工业部造纸研究所、杭州红旗造纸厂: 麦草烧碱-萘醌法制浆生产试验, 造纸技术通讯, 1978年, 第6期, 第74~75页。

第三章 亚硫酸盐法蒸煮

第一节 概 述

根据蒸煮液所含主要组成成分和 pH 值的不同,亚硫酸盐制浆一般可分为四类:

(1) 酸性亚硫酸盐法。其特点是:

① 药液中除含亚硫酸氢盐外,还含有过量亚硫酸,亦即溶解 SO_2 。

② $\text{pH}=1\sim 2$ 。因此,对半纤维素损伤较大,此外,还易使木素发生缩合。一般草类原料不宜采用。

③ 可以采用钙、镁、钠、铵盐基。

(2) 亚硫酸氢盐法。其特点是:

① 药液中除含亚硫酸氢盐外,还可能有亚硫酸盐,也可能有过量亚硫酸及溶解 SO_2 。

② $\text{pH}=2\sim 6$ 。在 $\text{pH}\leq 4.5$ 范围内,一般对半纤维素损伤仍大;而在 $\text{pH}\geq 4.5\sim 6$ 范围内,损伤较小,草类原料可以采用。而且,木素已不易缩合。

③ 可以采用镁、钠、铵盐基。

(3) 中性亚硫酸盐法。其特点是:

① 药液中以含亚硫酸盐为主,但常含部分碳酸钠。

② $\text{pH}=6\sim 9$ 。因此对半纤维素损伤很小,但活性不高,若单独用于化学浆制造,则需较高药品用量和蒸煮温度以及较长蒸煮时间。多用于多级蒸煮的第一级,或制半化学浆。

③ 可采用钠、铵盐基,但在 pH 偏低趋向 6 的范围内,也可用镁盐基。

(4) 碱性亚硫酸盐法。其特点是:

① 药液中含有亚硫酸盐和碱。

② pH 为 10 或更高。

③ 只能用钠、铵盐基。

兹将上述情况整理成表 1-3-1,以供参考。

表 1-3-1 亚硫酸盐法制浆的分类

名 称	主 要 化 学 成 分	pH(25°C)
酸性亚硫酸盐法	$\text{XH}\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_3$	1~2
亚硫酸氢盐法	XHSO_3	2~6
中性亚硫酸盐法	$\text{XSO}_3 + \text{XCO}_3(\text{XOH} \cdot \text{或无})$	6~9 或更高
碱性亚硫酸盐法	$\text{XSO}_3 + \text{XOH}(\text{或 Na}_2\text{S})$	10 或更高

亚硫酸盐法制浆主要流程如图 1-3-1 所示。

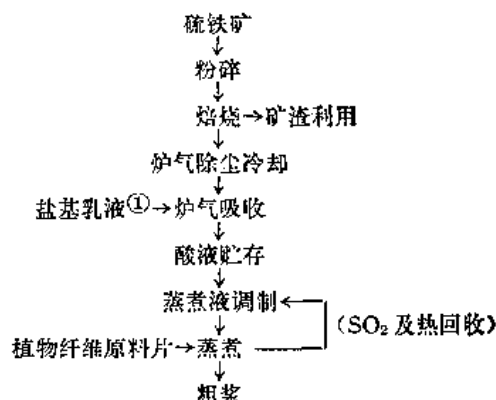


图 1-3-1 亚硫酸盐制浆流程图

① 如用块石盐基，如 CaCO_3 ，则贮放炉气吸收塔内，而将盐基乳液改为清水。

我国在亚硫酸盐钙、镁盐基制浆方面，已具有一定技术水平，而且在理论研究和配比使用梢头木、板皮、阔叶树，以及使用 100% 落叶松，特别是利用落叶松朽材（蚂蚁洞型）制浆和其他生产实践方面，都取得了一定成就。

在亚硫酸盐镁盐基苇浆方面，无论是质量、技术水平和理论研究，我国也有不少贡献。

以蔗渣为原料的亚硫酸盐法制浆，我国也已有近二十年生产历史。

另外，在钠、铵盐基的推广使用上，我国也取得很大成绩。而且对于助剂添加的试验研究，也积累了一些经验，至今还在继续探讨中。

亚硫酸盐制浆发明于 1860 年，但至 1874 年才应用于工业。由于它具有如下优点：（1）本色浆颜色较浅，漂白剂及其他化学药品消耗量较低；（2）制造精制浆不需预水解，从而简化了生产过程；（3）针叶木浆废液可以生产酒精；（4）各种原料制浆后的废液都可用于制造饲料酵母及粘合剂、香兰素等。因此，这一方法自 1890 年以后，曾变成产量及质量都占压倒优势的一种制浆方法。

但是，这一方法也存在一些缺点：（1）使木片充分磺化需要一定时间，故蒸煮时间较碱法为长；（2）除碱性亚硫酸盐法外，其他多数都需要耐酸器材；（3）对原料要求一般都比较严格；（4）大多数情况下，需附设制酸设备，因而中、小型纸厂，一般不宜采用。所以，当 1937 年不损害硫酸盐纸浆强度性质的多段漂白法发明以后，亚硫酸盐法制浆的发展速度又缓慢下来。

然而，人类并没有放弃克服上述缺点的希望，并把希望变为实践。

在 1950 年镁盐基废液回收技术实现工业化和钠盐基回收技术也日渐完善起来的基础上，由于对环境污染问题的重视，一些国家出现了以镁、钠、铵等可溶性盐基替换难溶的钙盐基的情况。这给提高蒸煮液 pH 值带来了好处，从而相对地减轻了设备的腐蚀。

后来，多级蒸煮技术的成功，使得亚硫酸盐制浆的纤维原料品种扩大了。复合壁耐酸蒸煮锅的制造成功，不仅免除了复杂的搪砖工程，也消除了人们对塌砖事故的负担。

自动化连续蒸煮技术，给提高生产效率，简化生产过程，降低生产成本等等，带来了很多好处。

近来，铵盐基的使用逐渐增多，由于它的废液可作肥料而直接施于农田，给污染问题的最终解决，带来了极好的希望。不过，据说还需经过相当长期的使用观察，才能作出是否真正完全无害的结论。

最近，国外出现一种采用钠盐基进行两级蒸煮，然后，又进行以碱处理(E段)作第一段的多段漂白办法。据说它在降低成本、减少原材料、药品和水、电、汽的消耗，以及减轻污染等方面，显示了相当良好的效果，它给亚硫酸盐制浆法“带来了新希望”。

正是因为这些，以及亚硫酸盐浆的某些特殊性能、优点，目前亚硫酸盐浆的产量，仍在全世界占有相当比重。

第二节 原酸制造

一、酸液组成和表示方法

所谓酸液组成，是指存在于酸液中的二氧化硫形态和盐基种类。在酸液中，

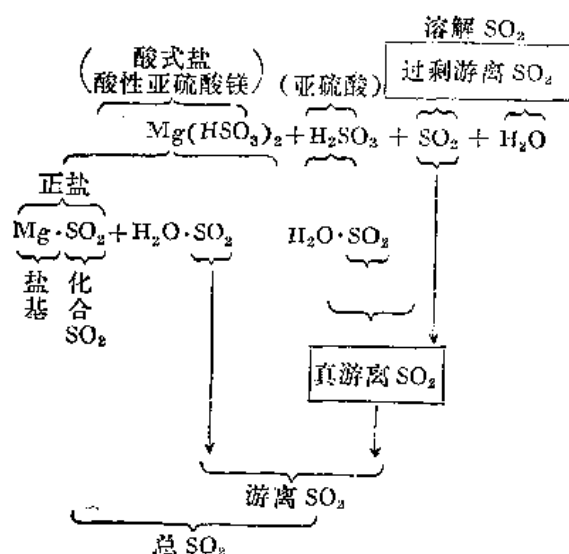
凡是与盐基(Ca^{++} 、 Mg^{++} 、 Na^+ 、 NH_4^+ 等下同)组成正盐 $[\text{CaSO}_3$ 、 MgSO_3 、 Na_2SO_3 、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 等]的 SO_2 ，称为化合 SO_2 。

凡是使正盐进一步变成酸式盐 $[\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ 、 $\text{Mg}(\text{HSO}_3)_2$ 、 NaHSO_3 、 NH_4HSO_3 等]的 SO_2 、及亚硫酸中所含的 SO_2 ，以及按物理作用方式溶解于其中的 SO_2 (可简称溶解 SO_2)，都称为游离 SO_2 。

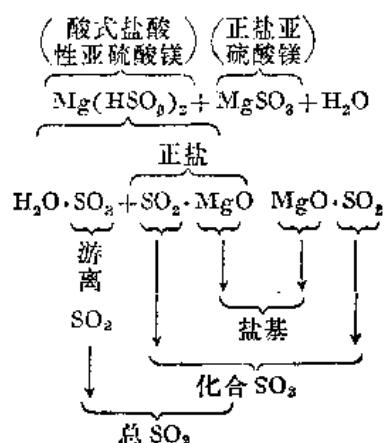
化合 SO_2 与游离 SO_2 之和称为总 SO_2 。

现再以镁盐基为例，将上述关系图解如下，以助理解：

(1) $\text{pH}=1\sim 3$ 的镁盐基酸液组成(钙、钠、铵盐基仿此)：



(2) $\text{pH}>4.5$ 的镁盐基酸液组成(钠、铵盐基仿此)：



顺便指出：(1) 按上述称呼方法，在任一分子亚硫酸氢盐所含的全部 SO_2 中，必有一半是化合 SO_2 ，而另一半必是游离 SO_2 。(2) 亚硫酸盐(正盐)遇 H_2SO_3 都将转变成酸性亚硫酸盐(酸式盐)，所以它们不能混存于酸液中。因此， $\text{pH}=4.5$ 的酸液，其 $\text{G} \cdot \text{A} = \text{F} \cdot \text{A}$ ，仅含有酸性亚硫酸盐。若 $\text{pH} < 4.5$ ，则酸液中除含酸式盐外，还将含游离 SO_2 ，但却不含正盐。

酸液内上述各种 SO_2 的含量，常以每 100 毫升酸液中所含各该种 SO_2 的克数来表示，并分别称此规定重量酸液中各种 SO_2 相应为：总酸(用 T.A. 表示)；化合酸(用 G.A. 表示)；游离酸(用 F.A. 表示)，而且都把它们写成百分率的形式。例如，若每 100 毫升酸液中，含有总 SO_2 3.2 克，游离 SO_2 1.9 克，可记为：总酸(或 T.A.)3.2%，游离酸(或 F.A.)1.9%。显然， $\text{T.A.} = \text{G.A.} + \text{F.A.}$ ，所以 $\text{G.A.} = \text{T.A.} - \text{F.A.} = (3.2 - 1.9)\% = 1.3\%$

不难理解，酸液中 MgSO_3 、 $\text{Mg(HSO}_3)_2$ 与 H_2SO_3 三个主要成分的有无，可以通过考察 $\frac{\text{G.A.}}{\text{F.A.}}$ 这一比值是否大于、等于或小于 1 来判定。

酸液中的盐基，常以它们各自的氧化物或易见形式(CaO 、 MgO 、 Na_2O 、 NH_3 等)来表示。它们的含量，则均可通过各自化合酸的含量算得。例如：

$$\text{MgO}\% = \left(\frac{\text{MgO}}{\text{SO}_2} \right) \text{G.A.} = \left(\frac{40.32}{64} \right) \text{G.A.} = 0.625 \text{ G.A.}$$

$$\text{CaO}\% = \left(\frac{\text{CaO}}{\text{SO}_2} \right) \text{G.A.} = \left(\frac{56}{64} \right) \text{G.A.} = 0.875 \text{ G.A.}$$

$$\text{Na}_2\text{O}\% = \left(\frac{\text{Na}_2\text{O}}{\text{SO}_2} \right) \text{G.A.} = \left(\frac{62}{64} \right) \text{G.A.} = 0.969 \text{ G.A.}$$

$$\text{NH}_3\% = \left(\frac{2\text{NH}_3}{\text{SO}_2} \right) \text{G.A.} = \left(\frac{34}{64} \right) \text{G.A.} = 0.531 \text{ G.A.}$$

不过，在生产实践中， Na_2SO_3 与 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 酸液的组成及含量，习惯上常以这两种物质的百分浓度直接表示。

二、原酸制造流程

制备原酸的流程，一般如图 1-3-2 所示：

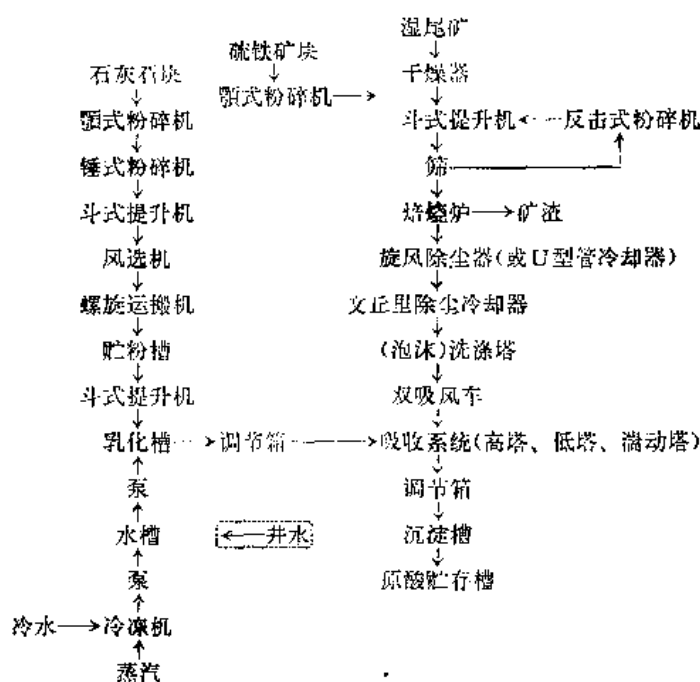


图 1-3-2 钙、镁盐基原酸制造流程

注：① 使用 MgO 时，不要粉碎设备和筛选系统，也不用冷冻水。

② 若直接使用石灰石块作吸收剂时，不要粉碎设备和筛选系统，但需要冷冻水，且要用高塔。

在我国，由于制浆造纸工厂的钠盐基药液，都是用其他化工行业副产的亚硫酸钠，直接加水溶制而成，不是自己用盐基(一般用 Na_2CO_3 或 $NaHCO_3$)吸收 SO_2 制造，所以流程很简单，故不介绍。关于铵盐基药液的制备，在后面第四节“亚硫酸盐蒸煮的进展”中，再作介绍。

三、 SO_2 气体的制备

(一) 含硫原料及其准备

制造原酸的含硫原料主要是硫铁矿，其主要成分为二硫化铁(FeS_2)。纯粹的 FeS_2 含硫 53.46%，含铁 46.54%，不过自然界的 FeS_2 含硫多在 50% 以下。在一些情况特殊的地方，也有使用硫磺的，但不太多。近些年来，由于对污染问题的高度重视，已开始重视冶金工业废气、烟囱废气、焦炉气及其他含硫工业废物的使用。

硫铁矿一般分为原硫铁矿、浮选尾矿、含煤硫铁矿三类。

原硫铁矿质量较好，所以使用的较多，但其品质最好的，宜供给更重要的化工部门使用。浮选尾矿常与原矿粉混合使用，因为他们分散度较高，长期露天贮存，宜喷淋亚硫酸废液等，以防止表面层因氧化而转变成硫酸铁 [$Fe_2(SO_4)_3$]，以致降低有效硫的含量，且不致在焙烧时使炉温过高，引起结焦。含煤硫铁矿多来自选煤工业，常含 6~18% 的煤，应与其它矿种配用，使含煤降至 5~6% 以下。因其质量较差，用的不多。

为了提高燃烧速度，块矿必须粉碎，以加大比表面积。但粒度过小又会增加粉碎设备的负担。

入炉矿粉的粒度应力求大小一致，脱硫才能均匀。因此，矿块通常多用颚式或反击

式粉碎机和振动筛等，碎选成4毫米以下的粉粒。这些粉碎和筛选机械，国家已经定型生产，需要时可从有关目录、手册上选用。若是使用浮选尾矿，粉碎过程可以不要，但为防结块，也常有采用反击式或辊式粉碎机再碎的。

进厂尾矿，如含水在10%以下，可在库内自然干燥。使用时矿粉水分应调节在5~8%，过大时应在入炉前适当烘干，以免堵塞加料斗和降低炉温。

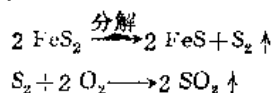
制备SO₂时，还应特别注意控制入炉矿粉的砷、硒含量，确保系统不泄漏炉气，并且采用水洗管道等办法，以保证工人身体健康。

(二) 硫铁矿的焙烧

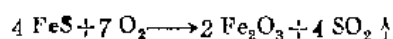
1. 焙烧时的化学反应

在原酸制造中，硫铁矿在良好焙烧时的化学反应，主要是：

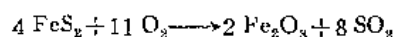
第一阶段：



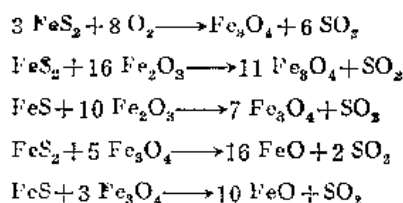
第二阶段：



但通常多不分段书写，而直接将其反应写为：



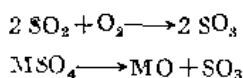
在焙烧过程中，免不了会有下列次要反应发生：



因此，尽力控制各种影响焙烧因素，使反应按主要反应进行是很重要的。

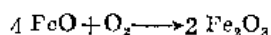
除上述主、次要反应外，还有一系列其他副反应发生。这些副反应有：

(1) SO₂的生成反应：



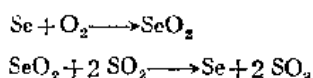
其中，M是Fe、Cu、Zn等金属原子。SO₃的生成不仅引起硫的损失，而且腐蚀设备。如果采用钙盐基，将会产生CaSO₄沉淀，造成管道和设备的堵塞。同时，对蒸煮也不利。所以必须特别重视限制氧的供给量(即通风量)。

(2) 氧化铁的氧化反应：



(3) SO₃的催化生成反应：

砷、硒能产生催化作用，使SO₂转变为SO₃，反应是：



由此可见，限制入炉矿粉的砷、硒含量，不仅是为了保健，而且也是为了防止SO₂转化为SO₃。

铁、三氧化二铁，在一定条件下，也能迅速促进 SO_2 转变为 SO_3 。见图 1-3-3。曲线表明：750°C 时，铁的催化作用最强。当温度超过 1000°C，炉气中没有 SO_3 存在。水蒸汽在 600°C 以上的温度，将减低 Fe_2O_3 的催化作用，而在 600°C 以下，则催化作用将加速，故适当喷水于燃烧部分，或矿粉保持适当的水分，可以减少炉气中 SO_3 的含量。

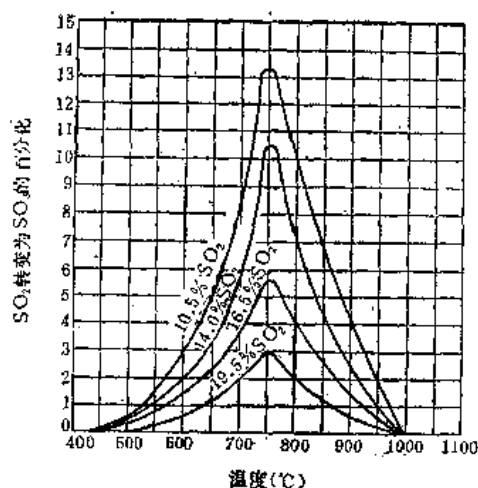


图 1-3-3 炉气与铁接触时 SO_2 转变为 SO_3 的曲线图

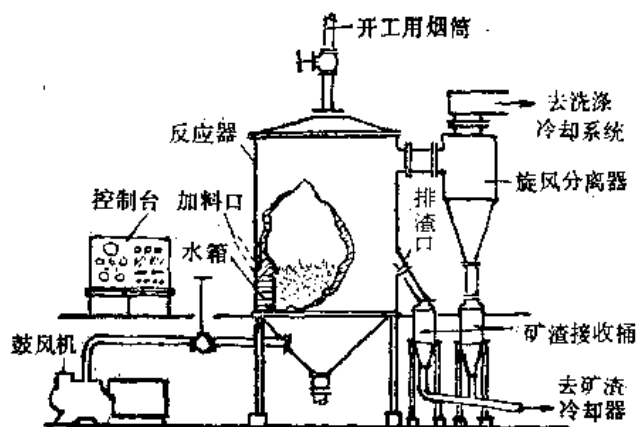


图 1-3-4 沸腾炉工作原理图

2. 沸腾焙烧理论基础

目前，国内、外都广泛采用沸腾焙烧的办法，利用含硫原料制取 SO_2 。它是五十年代初期发展起来的一种利用固体流态化原理，进行传质和传热的化工过程。使用的主要设备是沸腾炉，图 1-3-4 是沸腾炉的工作原理图。

当流体速度很小时，固体颗粒静止不动，流体从颗粒缝隙中穿过，这类似于过滤操作中，滤液通过滤渣的情况。当流速逐渐增大，固体颗粒位置略有调整，即有变更排列方式以趋于松动的倾向；此时，固体颗粒仍保持相互接触，床层高度几乎没有变化，只是为流化阶段作了准备。这便是处于所谓固定床阶段的情形，如图 1-3-5 (1) 中 ab 段所示。

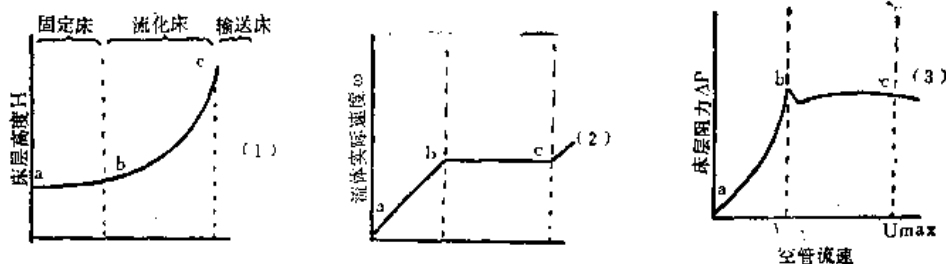


图 1-3-5 流化床形成过程

若继续增大流速，床层开始膨胀和变松，床层高度增加，每一单个颗粒为流体所浮起，而离开原来位置作一定程度的移动。这是流化床阶段的开始。再继续增加流体流速

度, 流化床体积继续增大, 固体颗粒的运动加剧。如图 1-3-5(1)中 bc 段所示。

在整个流化床阶段中, 固体颗粒上下翻滚, 如同液体在沸点时沸腾一样。这便是“沸腾床”或“流化床”名称的由来。

如果流体速度继续增至某一限值后, 流化床转入悬浮状态, 固体颗粒伙同流体一起从流态化设备中吹送至设备之外, 则进入输送床阶段。如图 1-3-5(1)中 c 点所示。

在上述三个阶段中, 床层高度及床层阻力以及流体实际速度三者对流化床空管截面的流速(也就是沸腾炉流化床横断面的流速)的关系如图 1-3-5 所示。

因为流化床具有下述优点:

(1) 强烈的沸腾混合特性, 和流体与固体间的极大接触面积, 所以, 床内各部能保证很好的传质和传热效果。其传热系数约为 $2.90 \sim 4.65 \times 10^6 / \text{瓦} / \text{米}^2 \cdot ^\circ\text{K}$ [$250 \sim 400$ (千卡/米²·°C·小时)]。因此, 若选用于承受硫铁矿焙烧之类激烈化学反应过程, 反应条件容易维持, 床内各点不会产生过大温差, 从而能有效地防止副反应的发生。由于生产能力高, 可烧硫含量低的硫矿石, 过剩空气量小, 炉气浓度高, 矿渣含硫低。

(2) 炉子结构较过去的机械炉简单, 造价和维修费都低。

(3) 利于生产连续化和自动化。

所以制酸时, 硫铁矿的焙烧, 就选定在以空气为流体的这一状态下进行。

流化床也有下列主要缺点:

(1) 因其可能产生“汽泡”和“短路”, 对于要求气相作用非常完全的过程(如吸附)很不适合。

(2) 因气体与固体颗粒的混和, 使床内物料浓度趋向平均, 降低了平均推动力, 从而降低了传质和化学反应速率, 而且也限制了过程进行的程度, 但是多层流化床能部分克服这一缺点。

(3) 颗粒的相互撞击, 及颗粒和器壁间的相互撞击, 造成大量粉尘, 而且造成矿尘外逸, 对处理高价原料很不经济。同时设备磨损也大。焙烧硫铁矿时, 沸腾炉气带走的矿尘一般为矿渣总量的 60%。

(4) 用于焙烧硫铁矿的沸腾炉动力消耗大。

3. 沸腾炉结构

整个结构由壳体、床内布风板、进、出料口, 风帽、水冷箱等组成, 而且壳体内衬耐火砖, 如图 1-3-6。沸腾炉的结构型式及各部分相对尺寸比例, 对焙烧过程及质量有显著影响。因此, 应在设计和建造炉子时, 妥善考虑安排。必须知道, 在生产实际中, 除了风帽相对较易更换之外, 布风板、炉床面积、炉膛各部尺寸等, 均将随炉子建设完成而一次固定下来。

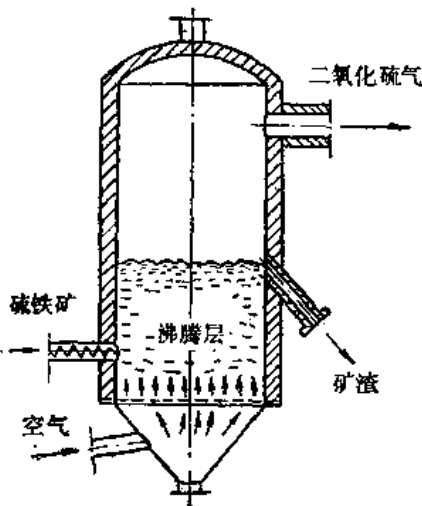


图 1-3-6 沸腾炉结构图

4. 沸腾炉操作影响因素及条件

在生产过程中, 如何提高沸腾炉生产能力和炉气浓度, 以及如何降低其矿渣含硫和

炉气含尘,是十分重要的。有关的主要影响因素如下:

(1) 矿粉质量:

① 含硫量:含硫高的矿石,容易燃烧,单位炉床面积每小时产气量大,炉气含尘量相对也较低。但如果温度控制不当,则容易发生结焦故障。目前,一般多要求进炉矿粉含硫在27~37%。

② 水分:由于传质及传热效果很好,沸腾炉对矿粉水分要求往往不太严格。然而,水分太多将降低炉气中 SO_2 浓度,促成硫酸的生成。同时,还可能不必要地加大设备设计时的计划容积,或可能给既定设备加大负荷。有一种克服水分过大的办法,就是适当减少沸腾炉水冷系统的能力,以直接水(将矿粉调成80%浓度的矿浆)限制炉内温度,进行所谓湿法焙烧。目前,干法焙烧的沸腾炉,一般要求控制矿粉含水量在5%以下。

③ 粒度:粒度包括矿粉直径的大小,及其均整度。矿粒直径小,比表面积大,供给化学反应的接触介面大,其他条件一定,则脱硫速度增加。粒度过小,炉气含尘大,如控制不好,容易飞到炉气出口部分的管道中燃烧,影响管道寿命和安全。粒度过大,比表面积小,其他条件一定,则脱硫速度降低,矿渣含硫率增加,甚至流化床沸腾困难,从根本上破坏了沸腾炉的正常工作。

当然,不能要求矿粉粒度完全等同,而只能要求满足某一规定范围。然后,设计炉子时用它下限来控制炉高,以保证在炉内焙烧时,达到矿尘含硫率和炉气含尘量的标准;用它的上限来保证沸腾正常和矿渣残硫要求。

通常沸腾炉要求的粒度为4毫米以下。

④ 矿粉的化学组成、结晶构造、以及杂质状况,也都对脱硫过程有影响。

(2) 空气流速:沸腾炉内各部断面的空气流速,不仅影响炉内沸腾层的沸腾效果,而且影响矿粉在炉内的停留时间和燃烧区是否外延,以及炉气的含尘量。研究表明,沸腾层的气体流速、流态化时的临界流速与所用矿粒直径的平方根成正比。因此,颗粒大,流态化的临界速度和操作速度就应越高。焙烧普通硫铁矿,当其粒度为0.5~1.0毫米时,临界速度约为0.99米/秒;粒度为5~7毫米时,临界速度约为2.62米/秒。而操作风速常常要高于临界速度2~3倍,沸腾层才能趋于稳定。

(3) 风量:一般沸腾炉都用空气进行焙烧。如果条件许可,用含氧率比空气更高的其他合适气体,甚至使用纯氧焙烧当然更好。当其他条件不变时,风量加大,进炉氧气增多,一定范围内对燃烧有利。但在投矿量及含硫不变的情况下,过多地供给空气,将导致炉温下降,燃烧不完全,甚至无法燃烧。同时,炉气浓度降低,这将给吸收带来不良影响。反之风量不足,炉气中 SO_2 浓度虽有一定的提高;但沸腾不良,也会使燃烧困难,升华硫加多,矿渣含硫率偏大,炉气 SO_2 浓度反而下降。

通常对风量的控制多按:① 过剩空气系数: $\alpha=12$ 左右。② 二次风量:约占总风量的20%。不过,现在为保持正常燃烧,和不使上部炉温偏高,二次风多数已不再采用。

(4) 风压:风压的高低,直接影响沸腾状况。其他条件一定,增加风压,容易沸腾。但风压过大,炉气含尘增多,甚而燃烧区可能外移至炉顶管道之中,给生产和设备造成麻烦。如风压不足将造成沸腾不良,甚至不能沸腾,也破坏了整个焙烧工作。

通常的风压控制数据是，风室：>600 毫米水柱；前室与主室差：100~200 毫米水柱；炉气出口压力：±10 毫米水柱，以加料口不冒瓦斯为标准。

(5) 温度：工作正常时，沸腾炉内的温度，按炉内垂直高度的不同数值也不同。一般规律是，沸腾层：850℃；燃烧层：900℃；扩散层：900~950℃；炉气出口：低于1000℃。炉温的高低变化极为敏感，所以，生产过程中常把它作为一个重要工艺条件来掌握，通过它来判断沸腾炉能力发挥的好坏。

大体说来，温度高，燃烧反应速度加快，脱硫迅速，SO₃生成的可能性降低。然而矿粉、矿渣的“熔结”可能性也随之增高，一旦熔结，不仅影响操作，并将大大降低脱硫速度，还能影响炉体寿命。如温度过低，燃烧困难，SO₂无法产生，而且SO₃生成的可能性加大。

目前，沸腾炉温度的一般控制情况是，固定层底层：800~900℃；水套出口水温：45~50℃；炉气出口：不高于1000℃。

这里的讨论，略去了在不同温度下，催化剂对沸腾焙烧过程的影响。因为这种影响在前面的化学反应中已经论述。

(6) 沸腾层高度：沸腾层高度加大，则层内物料相对就多。如果风压足够，风量适合，则在一定范围内矿粉脱硫比较完全，炉气产量相对增加。但将导致风机耗电量加大，炉膛高度增加。所以一般都控制在800~1500 毫米。

现将国内某些纸厂沸腾炉的主要技术特征介绍如表 1-3-2。

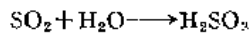
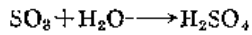
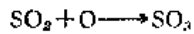
表 1-3-2 沸 腾 炉 主 要 技 术 特 征

名 称	单 位	指 标		
		№ 1	№ 2	№ 3
全高	米	14.30	15.85	10.77
炉上部与下部有效面积比	F ₀ /F _s	3.3	3	≈ 3
炉底有效内径	米	2.48	2.7	1.4
焙烧面积	米 ²	4.84	5.73	1.46
生产能力	吨/日(35%硫)	71	120~160	18~39
焙烧强度	吨/米 ² 日	16.55	21~28	12~26
沸腾层高度	米	1.20	1~1.5	1
沸腾层气流速度	米/秒	1.65	1.64	2.6
风帽孔眼流速	米/秒	37	38.3	25.5~52.5
炉气停留时间	秒	11.85	9.2	7~11
水箱冷却面积	米 ²	4.3	7	4.8
沸腾层温度	℃	850~900	850~900	850~900
炉气出口温度	℃	900~950	900~950	900~950
炉气中 SO ₂ 浓度	%	10~12	12	10~12
沸腾层与前室空气耗量	米 ³ /时	8050	9050	3460
二次空气消耗量			3890	—

四、炉气的净化、冷却和输送

由沸腾炉出来的炉气温度，约在800~1000℃，而且还含有矿尘、SO₂、砷和硒的

化合物以及升华硫等杂质，如不除去，将会造成酸液混浊（从而污染浆料）及硫酸含量增多等等各种危害。为了制得符合要求的原酸，需先将炉气净化和冷却，使其含尘量降至 0.2 克/标准米³ 以下，温度降至 40~50℃。才能送去吸收。在净化冷却过程中，将有：



等化学反应发生。另外，由于 S 及 SO₂ 是具有高化学活性的物质，随着条件的变化，它们可以内聚或和其它物质发生种种化学作用，产生别的物质。这些反应生成物或随洗涤水排入地沟，或积存管道和设备之内，或随炉气进入吸收系统，不仅造成硫的直接损失，而且可能腐蚀设备。

（一）炉气的干法除尘

目前，制浆造纸行业用于炉气干法除尘的设备，主要是旋风分离器。它的构造简单，除尘效率约可达 50~80%。可用于处理沸腾炉排出的高温炉气。电除尘器虽然有效率较高、能量消耗低、可在高温下操作、便于自动化等优点，但因购置费用很高，一般并不采用。干法除尘由于不排废水，所以对环境污染较小。

（二）炉气的湿法除尘及冷却

过去，湿法除尘及冷却设备常用空心洗涤塔、填料塔、泡沫洗涤塔。现在则多改用文丘里管、湍动塔和复喷复挡装置。这些设备都不同程度地兼有冷却、除尘与除 SO₃ 酸雾的效果。

1. 文丘里除尘器

如图 1-3-7 所示。它由喷雾器和旋风液滴捕集器组合而成，具备同时除尘与降温的效能。由于喷入的液体被高速的炉气再次分散成比表面积更大的雾点，矿尘被严密包蔽，进而又聚成较大颗粒，再借旋风分离作用而除去。同时，也由于液滴的比表面积很大，热交换非常迅速，400℃左右的炉气转瞬就降温至 50~70℃。

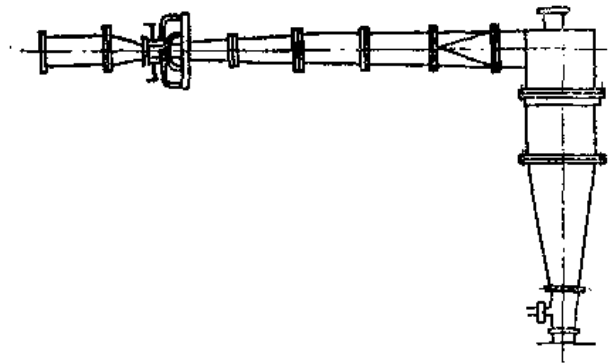


图 1-3-7 文丘里除尘器

这种除尘器的除尘和降温效率高，构造简单，施工方便，投资和占地面积都小。但其动力消耗大，需 400 毫米左右水柱压头才能正常工作，而且设备磨损也较严重。在生产中根据需要可以重复设置。

2. 湍动塔

近来，湍动塔逐渐被用于亚硫酸盐原酸制造过程的净化和降温。其构造、工作原理及特点等，可参看本章吸收一节。但需注意，所用洗涤水，宜控制其排出温度，在 60℃ 以上，以减少 SO₂ 流失。

3. 复喷复挡装置

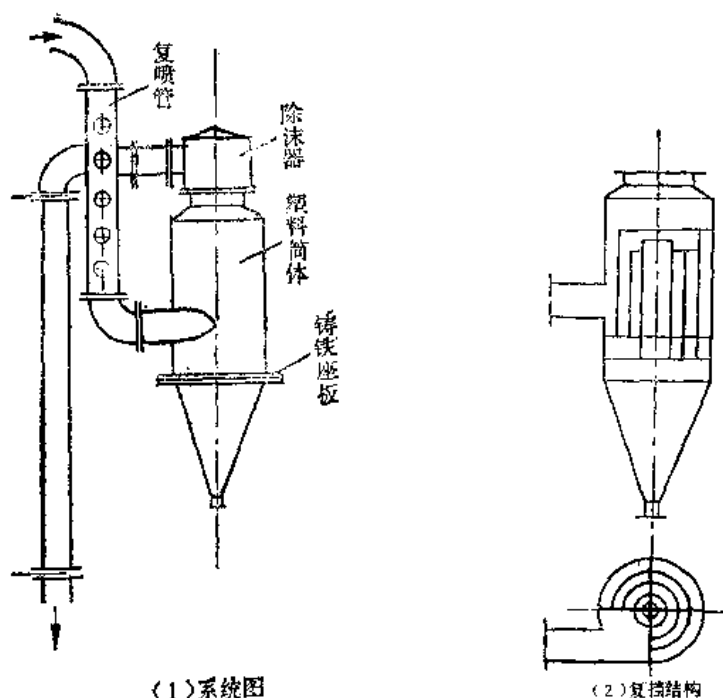


图 1-3-8 复喷复挡装置

最近，造纸行业开始移用硫酸工业中的复喷复挡装置、(图 1-3-8)。它实际就是喷雾洗涤与多层旋风分离器的结合。其设置位置常接第一文丘里，以代替二级文丘里和泡沫洗涤分离设备。

在采用沸腾焙烧炉时，除尘和冷却系统中，常先用旋风分离器除去约70%的矿尘，再用文丘里处理。此时炉气温度仍应在露点以上。再根据需要，采用其他办法冷却至50℃左右，送往吸收。

此外，在实际生产中，近来还出现了设置大直径U型散热长管于旋风分离器之后，以帮助降温、除尘的办法。炉气经过一个直径为700毫米左右、高度为6~8米的铁质U型管，大约可以降低温度100~200℃。

(三) 炉气的输送

输送炉气一般采用单级离心鼓风机，用于高温区的为铁质；用于洗涤塔后的低温区的，为防腐蚀，多为铁壳挂铅。有些工厂，曾在炉气冷却之后，采用聚氯乙烯风轮的风车。但因它的物理强度不如金属，风轮线速度不得超过75米/秒。最近，试用国产钛钢(TA3)制作风轮，经8个月连续生产证明，无论材料强度、焊接质量、耐腐蚀性能完全满足要求，效果很好。另外，采用三无(无碱、无蜡、无捻)玻璃布和环氧树脂(6101)为主体，纱布(胎层)、酒精、丙酮(稀释剂)二丁酯(塑化剂)、乙二胺(固化剂)等为辅料，做成玻璃钢的包复风轮(制做时烘干水分)，经10个月以上的生产试用，未见腐蚀损坏，效果也很好。

输送高温干燥炉气，管道可用铁质；但对低温炉气宜用塑料、陶瓷或铅质管道，以防腐蚀。

输送炉气的风机数目，以少为好。这样，可以减少设备费用及经常维持费用以及降

低电耗。但为了保证安全生产，应有适当备品。目前我国许多工厂多不采用单风机生产。

风机安装位置，应放在炉气冷却净化之后，进入吸收塔之前。其优点是能够保证整个系统大部分处于负压下工作。因此，即使系统发生漏气，也不会有 SO_2 、砷、硒等漏出，影响工人健康，还能降低硫损失。但需要防止空气大量渗入系统，以免降低炉气浓度。

五、 SO_2 气体的吸收

用盐基乳液(或溶液)吸收 SO_2 的过程，机理比较复杂。一般地说，它包含物理吸收和化学吸收两种过程。吸收速度同时与扩散速度和化学反应速度有关。但随盐基种类和其他条件(如温度、压力、炉气中 SO_2 浓度、盐基浓度等等)的不同，起主导作用的速度也不同。例如，钙盐基药液的制造，主要是扩散速度起主导作用。这是因为钙盐的溶解度很低，药液要求相当高的游离酸才能稳定，而游离酸只有靠 SO_2 大量的溶解才能形成。因此，钙盐基吸收，要求较低的操作温度，否则 SO_2 不易溶解，所以它偏向物理吸收。而镁盐基药液的制造就偏向以化学吸收为主，因此，它要求较高的操作温度，以增加化学反应。由于氨的特定性质，铵盐基药液的制造，则大致是物理和化学吸收都起决定作用的过程。至于钠盐基药液的制造，则是以化学吸收为主的过程。总之，吸收过程进行状况是与 SO_2 在各种条件下，在水中的溶解度和 SO_2 在各种条件下与盐基的化学反应速度直接相关的。

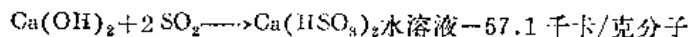
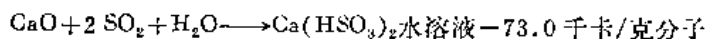
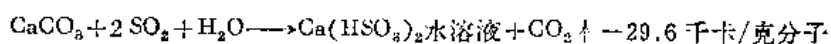
(一) 吸收过程的化学反应

吸收 SO_2 制取原酸的过程，一般分为三个不同阶段：

第一阶段： SO_2 溶入水中；

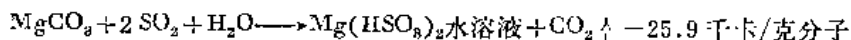
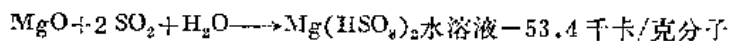
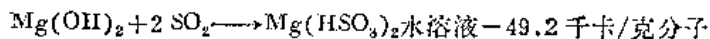
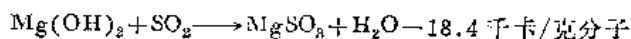
第二阶段：生成亚硫酸盐或酸性亚硫酸盐。此时：

(1) 对钙盐基，可能有：

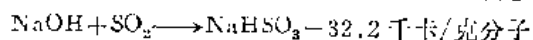
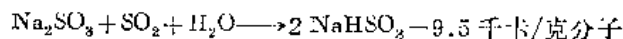
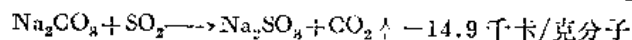
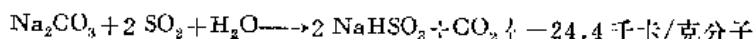


注意：因 CaSO_3 溶解度太低，所以钙盐基酸液不能含有 CaSO_3 ，以防沉淀。

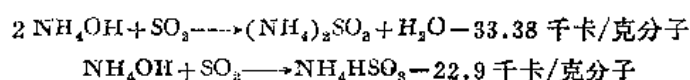
(2) 对镁盐基，可能有：



(3) 对钠盐基，可能有：



(4) 对铵盐基，可能有：



第三阶段：再吸收一定量 SO_2 而成原酸。

上述三个阶段在吸收过程中，不能截然分开，而往往是相互关联着的。

(二) 吸收方法

吸收 SO_2 气体，常用块石法(石灰石块法)、乳剂法(石灰石乳液法、氧化镁乳液法)

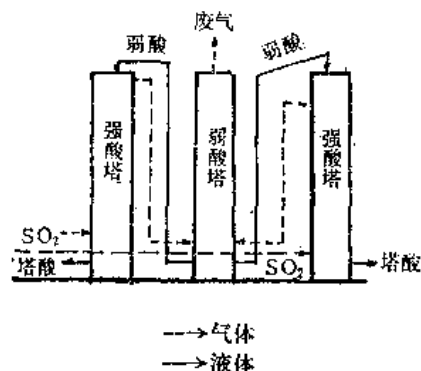


图 1-3-9 三塔法示意图

和溶液法(氨水法)等等。块石法用高塔吸收，其余方法则可用高塔法或低塔法。高塔法又分单塔法、双塔法和三塔法三种。低塔法则又包括：巴克塔法、吉列尔塔法、黑格兰塔法、湍动塔法以及泡沫塔法等等。下面，结合我国情况，重点介绍高塔法中的三塔法和低塔法中的黑格兰塔法，以及湍动塔法和文丘里管吸收法。

1. 高塔法

图 1-3-9 所示，为并立或互相紧邻的三塔，普通塔高 30~35 米，直径 2.6~3 米，用钢筋混凝土做成，内衬耐酸砖或松木，其中两座为强酸塔，塔内装石灰石(若为 MgO 乳液法，则装河石不需并联)，并联或替换使用。第三座叫弱酸塔，内装河石，装填高度为塔高的 60~70%。(此地的第三座塔，也可改用湍动塔，见后。)

SO_2 气体由鼓风机送入强酸塔底，经石灰石缝隙而迂回上升，与塔顶流下之弱酸逆向相遇，发生反应。未被吸收的 SO_2 气体由鼓风机送入弱酸塔底部，清水(MgO 乳液法，则为乳液)自塔顶进入，逆流吸收而成为稀酸，废气则由弱酸塔顶逸入大气中。一般， SO_2 气体经过强酸塔被吸收 75~90%，其余在弱酸塔内吸收，废气带走量为 0.2% 以下。

弱酸塔流出的稀酸，用泵送到强酸塔顶，进一步吸收 SO_2 气体后，变成强酸。

高塔法吸收效率较高，生产能力也较大，平均每平方米塔横断面积，每日可产原酸 150 米³。

采用石灰石块法，在生产操作上必须注意：

(1) 石块大小以 200 毫米左右为宜，过大，减少了吸收表面；过小，则块石高度下降太快，增加装塔、掏塔负担，而且也增加气体阻力。除此，块石应具一定比重和结晶形状，以保证一定抗压强度。

(2) 妥善控制塔内温度，切勿过高过低。过高，化合 SO_2 相对增高，溶解 SO_2 相对降低，废气含硫率增大；过低，则相反。一般以 10~15°C 为宜。

(3) 保证均匀和足量的喷淋密度。

若采用氧化镁乳液法，则各塔内均改装化学活性极小的卵石作填料，借以增加反应接触面积。

2. 低塔法

图 1-3-10 所示，为黑格兰低塔系统。它由 4~5 个高 5.5~7 米，内径 1.5 米左右

的单塔串联而成。 SO_2 气体和吸收液 逆流运行。每个塔中装有瓷环，瓷环 装入高度 为塔 径的 1.5~2 倍，塔间有循环泵。吸收 液先进入最后 一塔， SO_2 气体先进入第一塔，然后以 逆流方式 经过各塔。成品原酸自第一塔下部流出，废气则 自最后塔的塔顶排入大气之中。

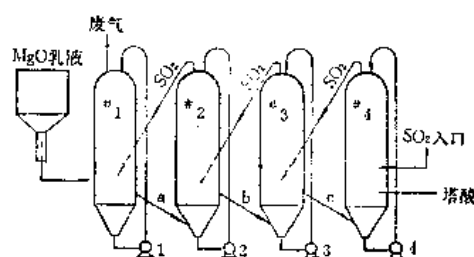


图 1-3-10 黑格兰低塔

低塔法优点是：(1) 与高塔相比，低塔换瓷环比高塔换河石，补充石灰石劳动强度低；(2) 工艺条件较易控制；(3) 便于检修；(4) 石灰石利用率高，并可用碎石。

低塔法缺点是：(1) 如用石灰石乳液法，则需增加石灰石粉碎、筛选系统；(2) 容易发生堵塔和堵管事故。另外，与湍动吸收相比较，则还有：(3) 因受液泛点限制，介质流速小，且易因气液分布不均，造成吸收效率低；(4) 设备庞大，投资和维修费用都高。

3. 湍动塔法

湍动吸收是近些年发展起来的新工艺，其理论基础是液体流态化原理。目前，亚硫酸盐药液的制造，有用它作增浓塔使弱酸增浓的；也有用它作制酸塔，进行一次吸收的。这种塔有单层流化床和多层流化床的区别。

图 1-3-11 是国内某厂正在使用的湍动塔结构示意图。塔体内设有多层有孔塔板，塔板上放置一定高度的填料浮球。 SO_2 气体由塔下部进入，沿塔板逐级上升； MgO 乳液由

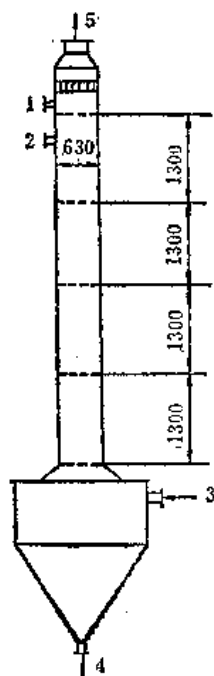


图 1-3-11 湍动塔结构示意图
1—氧化镁乳液入口 2—回流液入口 3—气
体入口 4—酸液出口 5—尾气出口

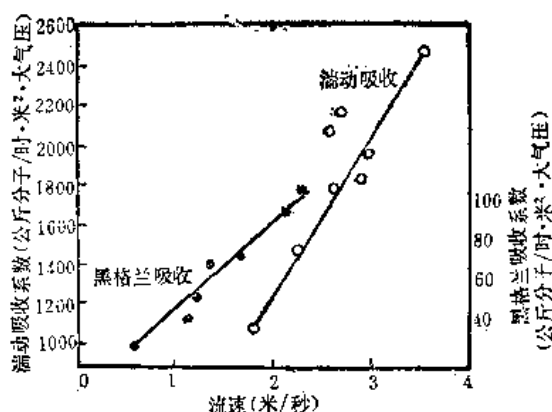


图 1-3-12 湍动塔与黑格兰塔吸收系数的比较

塔的上部进入，与 SO_2 气体逆流相遇。填充浮球在吸收区域中用作接触介质。它在气体和液体的冲击力以及自重作用下，产生高速旋转和不同方向的运动，因而产生极大的搅拌作用，增大气、液接触面积和吸收效能。其突出特点是：

(1) 气、液流速大，液泛点高。

(2) 吸收效率较高，可达 99.6%；吸收系数较一般填料塔大 10~20 倍左右，可达

2320 公斤分子/小时·米³·大气压(参看图 1-3-12)。每小时每米³填料容积可制酸 43 米³。

(3) 投资少, 动力消耗低(因压力降较低), 不易堵塞, 管理简便。

(4) 几乎没有黑格兰低塔吸收过程中升华硫造成的起泡问题。

4. 文丘里管吸收法

目前, 对于以化学吸收为主的铵盐基原酸的制造, 多用文丘里管。其基本工作原理和优点如前所述。一般说它的氨吸收率达 92%, 硫磺利用率可达 95%。可取 2~3 个串联使用。

(三) 吸收过程的参变数

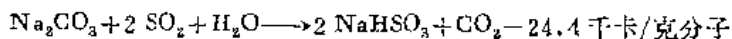
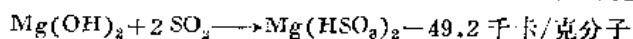
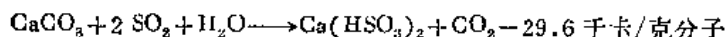
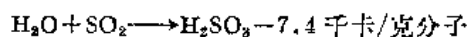
1. 温度

这里的温度主要是指吸收时的反应温度。它受多种因素的综合影响。它与原水温度、化学反应热(这与盐基品种、质量有关)、炉气温度、塔外温度以及水和炉气的相对数量等等有关。不同吸收剂对温度的要求也不同, 而且它又反过来对吸收过程产生不同影响。

必须指出, 化学反应热对原酸温度的影响非常明显, 而炉气带入的热量等所造成的影响倒是很微。为了使塔中化学反应能在一个合适的吸收温度下进行, 必须对吸收反应过程中的温度升高状况有所估计。估计是这样进行的:

对于吸收过程中放出的化学反应热, 在通常情况下, 几乎可视为全被原酸自身吸收而使其温度上升。上升的温度数值, 与原酸组成和盐基种类有关。上升的数值大小则可以用计算得到。

首先, 可以查知:



现在, 假定原酸的组成为:

总酸: 4.5%; 化合酸: 1.75%; 游离酸: 2.75%。

注意: 因 F.A. > C.A., 所以此原酸中相当于只有重亚硫酸盐(其中的 SO₂ 即相当于真化合 SO₂)及溶解 SO₂(即真游离 SO₂)这两种组分存在。而且由此可知, 原酸中, 结合在重亚硫酸盐内的全部 SO₂(即真化合酸)浓度为: $2 \times 1.75\% = 3.5\%$, 溶解 SO₂(即真游离酸)浓度为: $(4.5 - 3.5)\% = 1.0\%$

这样, 如果以 1 升原酸为基准来进行计算, 则它在变成上述组成原酸时吸收的热量(包括两个部分)即:

(1) 对不论何种盐基, 原酸因生成上述真游离酸而吸收的热量均为:

$$\frac{1.00 \times 1000 \times 7.4}{100 \times 64} = 1.16 \text{ 千卡}$$

即原酸中每生成 1% 真游离酸而吸收的热量为:

$$\frac{1.16}{1} = 1.16 \text{ 千卡}$$

(2) 对不同的盐基，原酸因生成上述 3.5% 的真化合酸而吸收的热量分别为：

① 钙盐基：
$$\frac{3.5 \times 1000 \times 29.6}{100 \times 64} = 16.18 \text{ 千卡}$$

即：原酸中每生成 1% 真化合酸而吸收的热量为：

$$\frac{16.18}{3.5} = 4.63 \text{ 千卡}$$

② 镁盐基：
$$\frac{3.5 \times 1000 \times 49.2}{100 \times 64} = 26.9 \text{ 千卡}$$

即：原酸中每生成 1% 真化合酸而吸收的热量为：

$$\frac{26.9}{3.5} = 7.69 \text{ 千卡}$$

③ 钠盐基：
$$\frac{3.5 \times 1000 \times 24.4}{100 \times 64} = 13.32 \text{ 千卡}$$

即：原酸中每生成 1% 真化合酸而吸收的热量为：

$$\frac{13.32}{3.5} = 3.81 \text{ 千卡}$$

④ 铵盐基：
$$\frac{3.5 \times 1.000 \times 26.34}{100 \times 64} = 14.4 \text{ 千卡}$$

即：原酸中每生成 1% 真化合酸而吸收的热量为：

$$\frac{14.4}{3.5} = 4.11 \text{ 千卡}$$

对于通常的原酸，其比重大致为 $d=1.035$ ，比热为 $c=1.120$ 卡/毫升。这样，若使 1 升原酸升高温度 1°C ，则需要的热量为：

$$Q=1000 d \cdot c=1000 \times 1.035 \times 1.120=1160 \text{ 卡}=1.160 \text{ 千卡}$$

于是，无论对何种盐基，原酸中每生成 1% 的真游离酸，其温度的上升为：

$$\frac{1.16}{1.16}=1^\circ\text{C}$$

而对不同盐基，原酸中每生成 1% 的真化合酸，其温度的上升分别为：

$$\text{CaCO}_3: \frac{4.63}{1.16}=4^\circ\text{C}$$

$$\text{Mg(OH)}_2: \frac{7.69}{1.16}=6.6^\circ\text{C}$$

$$\text{NaCO}_3: \frac{3.81}{1.16}=3.3^\circ\text{C}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3: \frac{4.11}{1.16}=3.54^\circ\text{C}$$

因此，对于上述总酸 = 4.5%、化合酸 = 1.75% (而真化合酸 = $2 \times 1.75\% = 3.5\%$)、游离酸 = 2.75% [而真游离酸 = $(4.5 - 3.5)\% = 1.0\%$] 组成的原酸，生成全部真游离酸，无论对何种盐基，其温度的上升为：

$$1 \times 1^\circ\text{C} = 1^\circ\text{C}$$

生成全部真化合酸，其温度的上升分别为：

对 CaCO_3 : $3.5 \times 4^\circ\text{C} = 14.0^\circ\text{C}$

对 $\text{Mg}(\text{OH})_2$: $3.5 \times 6.6^\circ\text{C} = 23.10^\circ\text{C}$

对 Na_2CO_3 : $3.5 \times 3.3^\circ\text{C} = 11.55^\circ\text{C}$

对 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$: $3.5 \times 3.54^\circ\text{C} = 12.4^\circ\text{C}$

所以,生成上述组成原酸时,原酸因吸收化学反应热而总温度的上升分别为:

对 CaCO_3 : $1^\circ\text{C} + 14.0^\circ\text{C} = 15^\circ\text{C}$

对 $\text{Mg}(\text{OH})_2$: $1^\circ\text{C} + 23.10^\circ\text{C} = 24.10^\circ\text{C}$

对 Na_2CO_3 : $1^\circ\text{C} + 11.55^\circ\text{C} = 12.55^\circ\text{C}$

对 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$: $1^\circ\text{C} + 12.4^\circ\text{C} = 13.4^\circ\text{C}$

当然,这种计算只是近似的,因为忽略了不可避免的辐射损失。

目前,蒸煮木材所用的钙盐基原酸组成一般为:总酸 2.7~3.5%,化合酸为 0.9~1.5%(或 $F \cdot A / T \cdot A = 58 \sim 60\%$);而蒸煮芦苇用的镁盐基原酸组成一般为:总酸 5.0%,化合酸 2.5%(或 $F \cdot A / G \cdot A = 1$)。因此,以物理吸收为主的钙盐基吸收,一般要求水温在 10~15°C 之间,以保证 20°C 左右的吸收温度。否则不能维持游离酸与化合酸达到上述比例,而产生盐基沉淀析出的危险。至于以化学吸收为主的镁盐基吸收,则因其要求较高的化合酸,需要较高的温度(40°C~50°C)以加速化学反应,所以一般要求水温在 20~25°C 之间。否则 MgO 不易溶解,而且 $\text{Mg}(\text{HSO}_3)_2$ 也不易生成。但当温度超过 78°C,由于 SO_2 在水中溶解度过低,对吸收反而不利。至于钠、铵盐基原液的吸收,则只要注意到盐基的易液性和活性都高,在上述原酸组成浓度下,沉淀发生的可能不大,以及铵盐基易于分解逸出等特点,便可针对具体情况,参照上述计算,估计需要的水温了。

酸液的组成不同,要求的吸收温度也不同。温度过高, SO_2 溶解度降低,总酸下降,化合酸偏高,游离酸减少。这对钙盐基吸收特别不利。事实证明,使钙盐基酸液的“溶解 SO_2 ”每增加 1.0%,温度将上升 1°C;“化合 SO_2 ”每增加 1.0%,温度上升 4°C。在目前的一般情况下,吸收反应能使温度上升 7~9°C,而炉气所携带的热,能使液温上升 2~3°C。所以,总升温为 9~12°C。这就是前面讲的为保证吸收在 20°C 下进行,水温要小于 10°C 的道理。对镁盐基:“化合 SO_2 ”上升 1.0%,则液温自动升高约 7.2°C;在目前的一般情况下,吸收反应能使温度上升约 12~14°C;而炉气所携带的热量,促成液温上升的数量甚微,总升温即约 12~14°C。所以,为了保证不超过 40~50°C 的吸收温度,水温须在 25°C 以下。

入塔炉气量不变,水温升高,则将使“溶解 SO_2 ”与“化合 SO_2 ”的比值下降, CaO 含量有些增加。

表 1-3-3 是采用低塔法以石灰石乳液吸收 SO_2 气体的示例。

表 1-3-4 是采用 MgO 乳液吸收 SO_2 气体的示例。

SO_2 在不同浓度和不同温度下,在水中的溶解度以及 SO_2 在酸性亚硫酸盐溶液中的溶解度,均可用下式作近似计算:

$$X = 0.03 \text{ KP} \times 1.0363^{-T} \times 0.89^{20} [\text{克 } \text{SO}_2 / 100 \text{ 克 } \text{H}_2\text{O}] \quad (1-3-1)$$

式中 C ——化合 SO_2 (%);

K ——炉气中 SO_2 浓度(%);

表 1-3-3

低塔石灰石乳液吸收 SO_2 石灰石纯度：含 CaO 50%以上

石灰石粒度：过 200 目的在 85%以上

水温：6~7°C

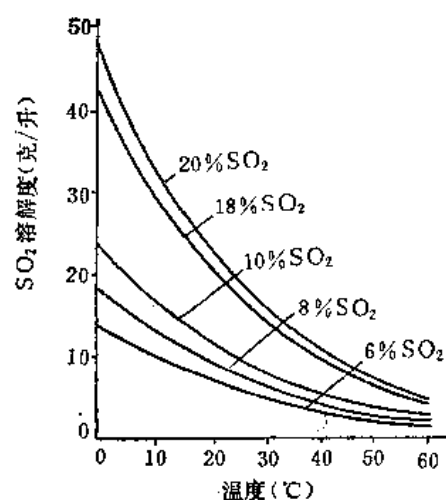
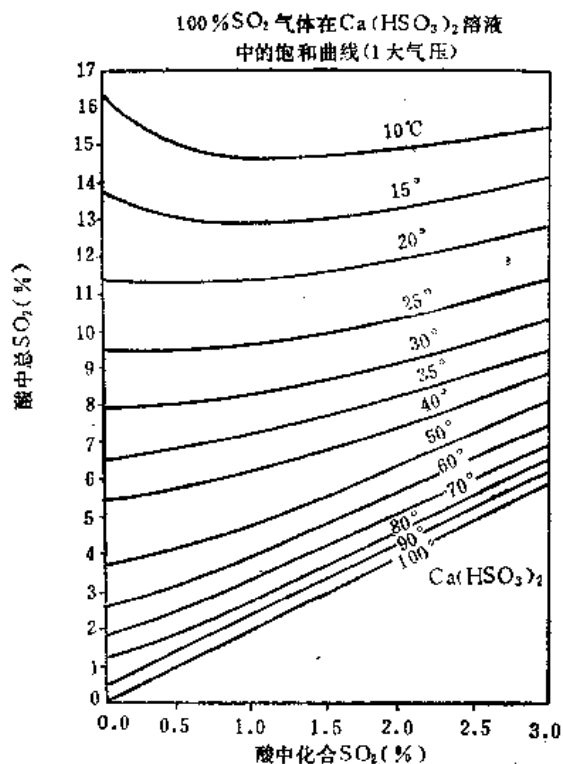
塔 号	液 温 (°C)	SO_2 (%)	酸 液 浓 度		塔 内 阻 力 (毫米水柱)
			T·A· (%)	C·A· (%)	
1		0.8	0.16		20
2	11.5	3.0	0.92	0.6	40
3	13.5	6.0	3.48	1.34	60
4	16.0	12.2	3.77	1.37	80

注：废气 SO_2 浓度：0.0106%；制液量：21.6 米³/小时；F·A/TA：63.7%；温升：9~10°C。

表 1-3-4

低塔 MgO 乳液吸收

塔 号	1	2	3	4
液 温 (°C)	25	27	42	42.5
酸液浓度	T·A· (%)	0.032	0.256	3.268
	C·A· (%)	0.032	0.256	1.954
原酸颜色	乳 白	乳 白	黄 色	水 色

注：乳白色说明有过剩 MgO ；黄色说明在有过剩 MgSO_3 条件下， Fe 离子成三价存在；水色说明反应完全。图 1-3-13 不同浓度 SO_2 于不同温度下在水中溶解度图 1-3-14 一大气压及不同温度下，100% SO_2 气体在酸性亚硫酸钙溶液中之溶解度

P ——液体蒸汽压力(毫米汞柱);

t ——液体温度。

0.89²⁰, 可从手册中查得。

计算 SO_2 在水中溶解度时, 因 $C=0$, 所以 $0.89^{20}=1$ 。当然, 此溶解度也可查自图 1-3-13、14、15 等图表。图 1-3-15 中 OAB 曲线代表一定温度下 SO_2 在水中的溶解度, ODE 曲线表示酸性亚硫酸盐溶液的平衡曲线, 超过这条曲线的范围即将有亚硫酸盐沉淀产生。 $BAODE$ 范围内的直线表示酸液中总 SO_2 与化合 SO_2 之间保持一定关系。

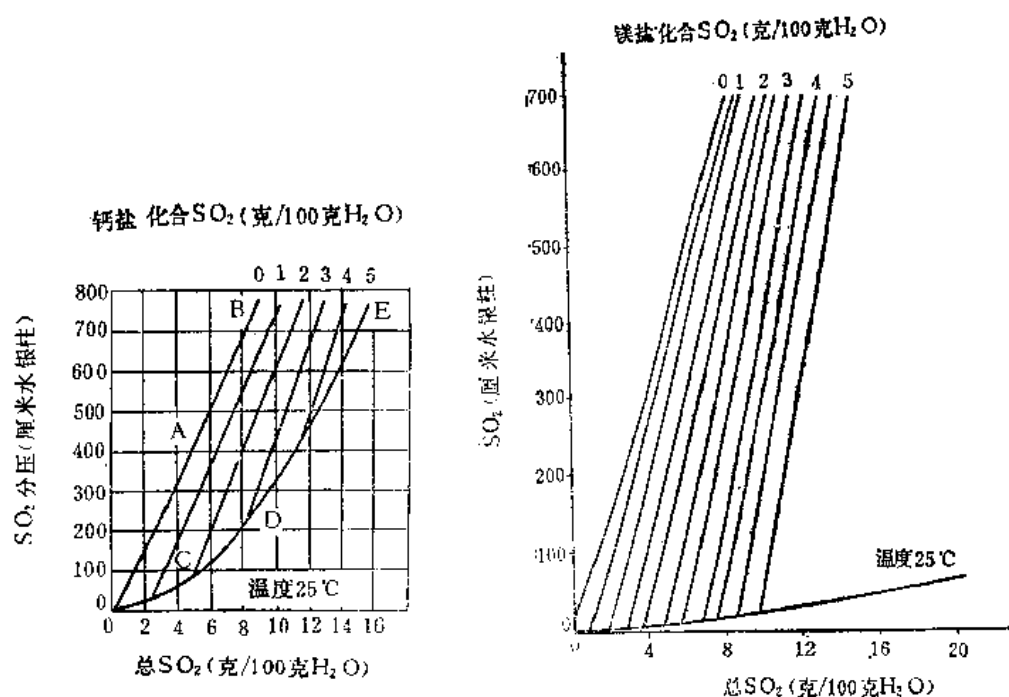


图 1-3-15 25°C 时 SO_2 在酸性亚硫酸盐溶液中的溶解度

2. 压力

这里的压力, 实质就是指进塔炉气中 SO_2 的分压。然而, 炉气的总压与 SO_2 分压的变化倾向是相同的。压力加大, SO_2 的溶解度增加, 化学反应速度也加快, 若喷淋密度不够或不匀, 或者 SO_2 和吸收剂接触不良, 将有可能造成吸收设备排出的废气中 SO_2 含量增加。

但由于种种原因, 实际生产中炉气的压力一般都不高, 而且其变化和调整的范围都不太大。图 1-3-16 是纯 SO_2 的溶解度与水温及压力的关系, 而图 1-3-17 则是在 25°C 时酸液浓度与炉气中 SO_2 浓度炉气总压力之间的关系。

3. 盐基品种及质量

(1) 品种: 易溶性盐基能加速吸收过程的进行, 因此, 在同一条件下, NH_4OH 、 Na_2CO_3 吸收较快; $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 次之; CaCO_3 最慢。

(2) 质量[包括: 纯度、几何尺寸(粒度)结晶状况]:

① 纯度高的盐基, 有利于吸收操作的掌握和保证成品药液的质量。对纯度的要求

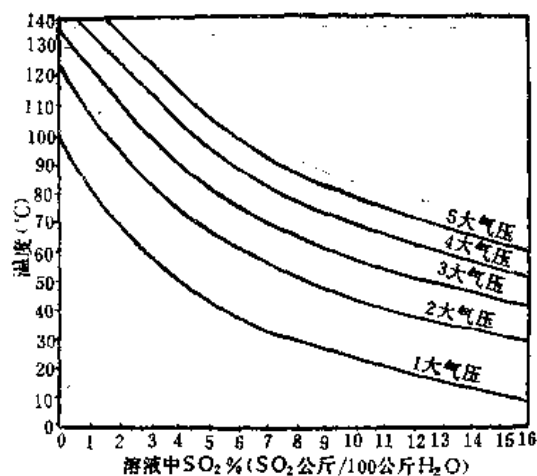


图 1-3-16 100%SO₂于各种不同温度及压力下在水中溶解度

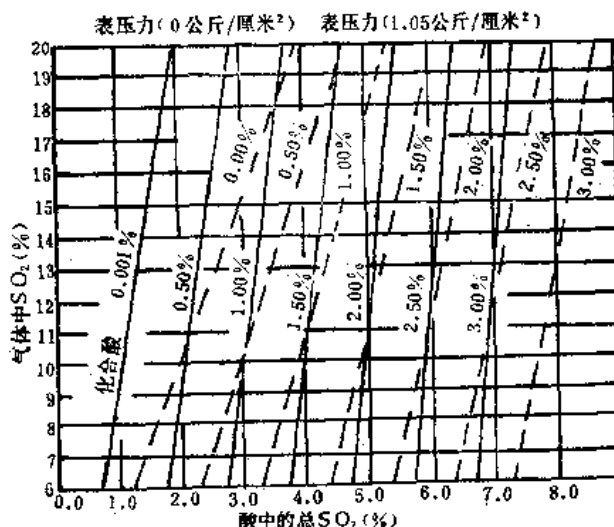


图 1-3-17 温度 25°C时酸液浓度和压力的关系

是：当用石灰石块吸收时， $\text{MgCO}_3 + \text{CaCO}_3$ 总量应不小于 96%，但其中的 MgCO_3 量不得大于 3%；如果超过此限度而达到 6~7%，则根本不能使用，否则 MgCO_3 因在较低温度下反应困难而将造成堵塔。如使用石灰石乳剂时，则要求所含杂质应少。

在以 MgO 为吸收剂时，也要求 CaO 含量越低越好，否则容易被 CaSO_3 堵塔；并且，它应是在 $800^\circ\text{C} \sim 900^\circ\text{C}$ 之间轻烧 MgCO_3 所得产物，以使其具有一定的溶解碱度。

② 块石吸收时，块石尺寸宜在 200~400 毫米，制乳剂时，粒度（主要指 Mg 、 Ca 盐基的）应要求过 120 目筛。

③ 块石盐基（石灰石、白云石）的质地应坚硬，且具有结晶构造。比重应大于 2.5。

④ 含酸不溶物及铁质也应越少越好。

至于铵、钠盐基，则因其具有易于溶解的特性，不需对粒度有何要求，但杂质要愈少愈好。

下表 1-3-5 是有关盐基的亚硫酸盐的溶解度，可供参考。

表 1-3-5 各种盐基的亚硫酸盐的溶解度

项 目	溶 解 度 (克/100 克水)	
	冷 水	温 水
亚硫酸钙 $\text{CaSO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0.0043 (18°C)	0.0011 (100°C)
亚硫酸镁 $\text{MgSO}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1.25	0.82
亚硫酸钠 NaSO_3	12.54 (0°C)	28.3 (80°C)
亚硫酸铵 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$	32.4 (0°C)	60.4 (100°C)

4. 盐基的浓度

盐基浓度直接关系到药液的组成，在 SO_2 足够的情况下，在一定范围内，盐基浓度

增加,反应速度加快,“总 SO_2 ”与“化合 SO_2 ”增高。然而“总 SO_2 ”和“化合 SO_2 ”的多少,应以蒸煮条件为依据,而不能随意增减。图 1-3-18 表明了 MgO 添加浓度对药液组成的影响。

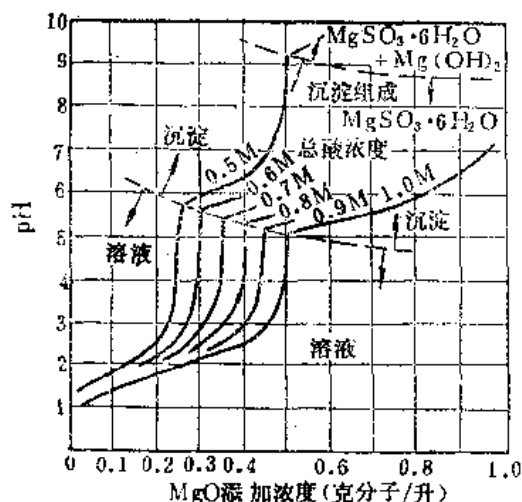


图 1-3-18 镁盐基添加浓度对药液组成的影响 (25°C, 1 大气压)

分压很低的缘故 (参看图 1-3-15)。

6. 用水量

当其它条件相同时,用水量与总 SO_2 和盐基浓度成反比。用水量是制酸过程中的重要控制条件之一。在盐基量一定时,水量过多,药液浓度降低。水量不足,虽然化学反应速度可能加快,药液浓度可能升高,但炉气中 SO_2 流失加大。而且,水量太少,有可能导致沉淀堵塔事故的发生。由图 1-3-19 可见,当稀释酸液时,原酸总 SO_2 和 CaO 含量降低,且 CaO 含量降低更快。同时,水量加大,液温下降, F.A. 相对增加。

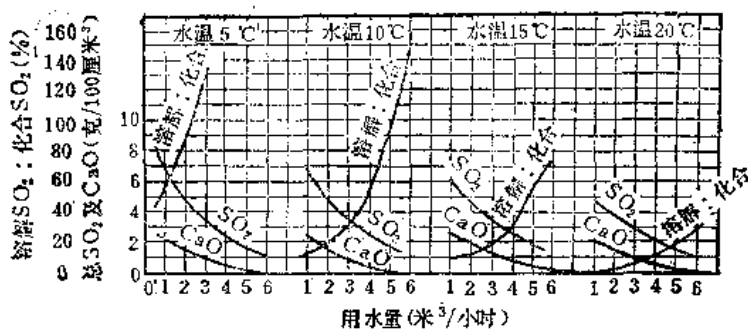


图 1-3-19 用水量与塔酸组成关系

7. 吸收剂（盐基乳液）循环量

在一定范围内,应尽量加大吸收时吸收剂的循环量,以保证足够的喷淋密度,从而强化吸收过程。这样,既利于减少废气流失,也促进药液浓度的迅速提高。不仅如此,对减少堵塔事故也有一定作用。不过,加大循环量又必然使泵的动力消耗增加。

8. 吸收剂的喷淋状况

为了强化吸收,吸收剂应力求高度均匀分散,使其有更大的比表面积与炉气接触反应。同时,必须保证吸收设备横断面上喷淋密度的均匀。然而,也应注意如果吸收剂分散过细,不仅要更多地耗费动力和喷头才能获得,而且细小雾滴还有被气流带走的危险。

9. 炉气流速

在其它条件一定的情况下,炉气在吸收塔中的流速增加,一定范围内,有利于吸收操作。但流速的增加,会使气流与吸收剂之间的接触时间缩短,从而降低了吸收效率,废气流失加大,甚至造成“液泛”现象,破坏了吸收系统的正常工作。通常多控制吸收塔中横断面的炉气流速在 0.15~0.30 米/秒的范围内。若设备设计时塔断面流速选得太低,将导致塔体断面直径的不必要的加大,因而应该注意选择。

10. 塔中填料的种类与性状

如果使用填料塔进行吸收,则填料的尺寸大小和排放方式,都对吸收塔的阻力损失和可能提供的接触面积有直接影响。而且填料本身的化学稳定性及机械强度也直接与此有关。在化工过程及设备中已详细介绍,可以参阅,这里从略。

六、原酸澄清、过滤与贮存

采用上述任何一种制造原酸的方法,在原酸中都可能含有矿尘、升华硫、 CaCO_3 和 CaSO_4 , 或 MgO 和酸的不溶物等,因而使原酸混浊不清,不利于蒸煮。一般采用砂滤器滤清。砂滤层为砂粒、砂石组成,每天过滤 100 米³ 原酸,约需 4 米² 的过滤面积。

经过澄清过滤的原酸,送入酸槽贮存。贮存量根据蒸煮需要量而定。贮存量应包括原酸及吸收蒸煮锅放出 SO_2 的浓酸液。贮存槽一般可用耐酸钢焊接;或用黄花松制成的带盖直立圆筒,涂防酸漆后使用。

七、蒸煮液的配制

采用 pH 1~2 的亚硫酸盐溶液处理木材时,其蒸煮液的组成要求为:总酸 6~10%, 化合酸 0.8~1.20%。但在制酸工段之原酸,仅含总酸 3.80% 左右,而化合酸却是 1.50% 左右,不能满足蒸煮的要求。在实际生产中,常用蒸煮过程中小放汽与大放汽所排出的 SO_2 , 来提高原酸的总酸浓度(注意:最大限度的回收大、小放汽时的 SO_2 , 是提高总酸、降低硫耗的关键),并用蒸煮过程中回收的液体,降低化合酸的含量。

采用 pH 为 6 的镁盐蒸煮液时,其总酸与原酸相近,约在 3.0~4.0% 之间。但要求 $G \cdot A / F \cdot A \geq 2$ 。因此,原酸在送到蒸煮锅之前,需加氧化镁以调整化合酸,同时又吸收大放汽热量,以提高液温。

采用 pH 为 4.5 左右的镁盐蒸煮液时,可直接使用原酸。

若采用 pH 为 1~3 的镁盐蒸煮液,则需将所制的 pH 4.5 左右的原酸冷却、澄清,再吸收 SO_2 。

八、制酸废物的利用

焙烧 FeS_2 后产生的矿渣,主要成分为 Fe_2O_3 和 Fe_3O_4 。目前(国内)综合利用矿渣

的方法多达十余种,但都或多或少地存在一些技术问题或技术经济问题。一般,以用作水泥助剂为主,也有用于炼铁的。

湿法净化冷却后的废水中,含有一定量的 SO_2 。目前多采用吹除器将其吹出,然后再送入吸收系统。

吸收塔排出的废气中,也含有一定量的 SO_2 ,目前多用 Na_2CO_3 、 NaHCO_3 溶液吸收,制成 Na_2SO_3 。唯因产量不多,使用、安排往往困难。然而,这项综合利用,关系到消除对环境的污染问题,因此,必须引起足够重视。当然,应该努力找到其它更为有效的办法。

第三节 蒸煮理论

一、蒸煮反应的一般进程

亚硫酸盐化学蒸煮的目的,是要使植物原料中的木素与药液反应,变为可溶性的木素磺酸和木素磺酸盐并溶解出去。但却要最大限度地使纤维素和适当地使半纤维素保留下来,以制得亚硫酸盐化学纸浆。

在蒸煮过程中,纤维原料切片与蒸煮液主要是在液、固两相中进行反应,其反应过程的动力学比较复杂。整个反应过程大致可以分为两个阶段,即:(1)蒸煮液浸入纤维原料切片,并与木素发生磺化反应——浸透、磺化阶段;(2)磺化后木素溶出到蒸煮液中——溶出阶段。事实证明,上述两个阶段不能截然分开。而这种阶段性,可以从图 1-3-20 看到。

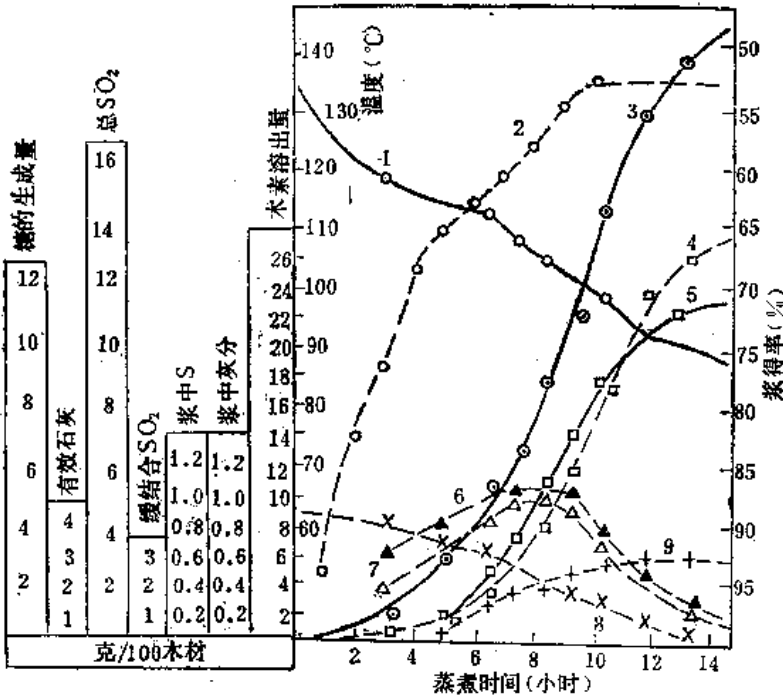


图 1-3-20 正常亚硫酸盐木材蒸煮过程中蒸煮液和浆的化学组成变化
1—总 SO_2 2—温度 3—浆得率 4—木素溶出量 5—糖含量 6—浆中灰分 7—浆中硫 8—石灰 9—缓结合 SO_2

由图可见,升温至 115°C 以前,总 SO_2 下降很快;但溶出的木素却不多,浆渣的量减少也不多。然而浆渣中硫及灰分含量增加,这显然只能解释为蒸煮液中有关离子(磺化剂和盐基)大量浸透,并逐步开始形成固态木素磺酸盐。而且,一方面以一定速度水解溶出;另一方面可能也以同样的速度继续磺化,形成新的木素磺酸盐,于是图内浆中硫含量曲线中出现水平段。再继续升高温度至 140°C,显然是因为木素磺酸大量溶出,图内浆中硫含量曲线才随着迅速下降。

图 1-3-21 及表 1-3-6 可以说明,在通常的亚硫酸盐芦苇化学蒸煮中,阶段性也确实存在。

由图 1-3-21 可以看出,在大约 85°C (约 90 分钟) 以前,蒸煮液比重几乎不变,而 T·A·C·A· 下降了,这显然只能解释为水中磺化剂及盐基,向料片的浸透和磺化正在进行。从 145°C 左右起,蒸煮液比重开始上升, pH 值则自 150°C 左右开始突然下降,同时,料片中木素含量有显著减少,这只能解释为磺化木素在大量溶出。但由于糖类的水解作用等关系,药液比重最终又略为下降了。

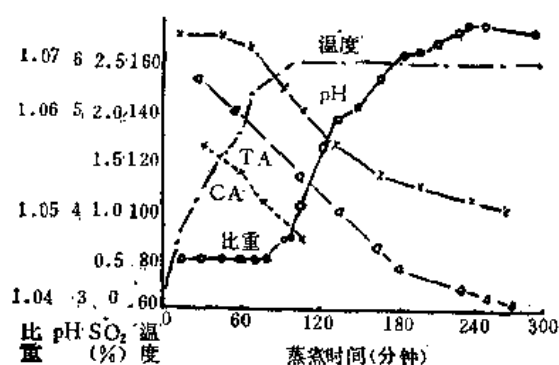


图 1-3-21 正常亚硫酸盐芦苇蒸煮过程中蒸煮液的变化

表 1-3-6 苇浆蒸煮不同时期硫/木素比值变化情况

采 样 时 间	灰 分 (%)	木 素 (%)	硫 (%)	硫/木素 (%)
100°C 时	4.87	16.25	0.7975	4.9
130°C 时	5.08	14.15	0.7200	5.1
145°C 时	6.45	12.60	0.9636	7.6
150°C 时	4.33	10.28	0.7289	7.1
保温 1 小时	4.61	5.02	0.5062	9.7
放 锅	5.10	4.34	0.2123	4.9

由表 1-3-6 也可看出,在 100°C 以前,硫含量与木素的比值已达到相当程度。由此可以推定,在此以前,有浸透和磺化作用在迅速进行,且已达到一定深度。并且从硫与木素之比不断增长的情况,还可推知,从开始蒸煮至保温初期,磺化作用就在不断进行。至于放锅浆料中硫与木素之比的下降,则显然应该说是因为进入溶出阶段后,大部分磺化木素已经溶出了。

不过,由于苇料具有片薄、中空、组织疏松等结构特点,有利于药液中磺化剂和盐基的浸透。更由于亚硫酸氢离子与镁离子对芦苇的浸透速度基本上接近,所以这种阶段性相对地不如木片蒸煮时那样明显。然而,芦苇的传统亚硫酸盐蒸煮作业中,由于药液浸透不匀,以及过分快速升温造成的“生料”和“红片”,仍给我们提出了“浸透”的重要性。

在生产实践中,关心整个蒸煮过程的总速率是十分重要的。但由于整个亚硫酸盐蒸

煮过程的复杂性；并且蒸煮条件在整个蒸煮过程中，又是不断改变着的。所以在不同蒸煮阶段和不同蒸煮条件下，应有不同的因素来控制整个蒸煮过程的总速率。例如在浸透阶段，温度较低，化学反应速度亦较慢；但木片未被药液充分浸透之前，不宜把温度升得过高，因而蒸煮前期，过程总速率被浸透速率所控制。如果蒸煮前期浸透过程进行得十分迅速，则前期的时间就将大为缩短；而随着浸透作用的基本完成，温度已逐渐升高，蒸煮进入以化学反应为主的阶段，因而，木素脱除的化学反应速率，将支配整个过程的总速率。而在蒸煮的最后阶段，主要作用是木素的溶出，因而整个过程的总速率将为木素磺酸润胀和扩散的速率所支配。

二、影响蒸煮药液浸透的因素

蒸煮药液浸入料片，是一个非常复杂的吸着或吸取过程。它包括：（1）在压力推动下的所谓压力浸透；（2）在扩散作用下的所谓自然浸透两个方面。

压力浸透主要依靠在料片内、外压力差影响下，液体的流动和毛细管的作用。压力浸透的效果，取决于毛细管体积的大小和所加压力的高低。

自然浸透主要依靠料片内、外药液浓度差引起的扩散作用来进行。扩散作用仅与毛细管的有效断面有关，而与毛细管体积大小无关。不过，除了药液浓度差之外，扩散作用还和药剂的分子与离子活性，以及药液温度有关。

试验表明，pH 13 以下的亚硫酸盐蒸煮液沿原料片纤维轴向进行压力浸透的速度，约比径向和弦向高出 50~100 倍。而沿原料片纤维轴向进行自然浸透的速度，约比径向和弦向高出 10~40 倍。因此，不管是压力浸透或是自然浸透，原料轴向浸透速度，都大于径向和弦向。而且，压力浸透速度比自然浸透速度大得多。在压力浸透速度大于自然浸透速度这一点上，情况与碱法蒸煮中碱液浸透的作用是相似的，只不过 SO_2 气体比溶液浸透的速度更加迅速。但当木片含水近乎饱和以后，药液浸透改为扩散作用（即自然浸透）为主时，情况才与碱法蒸煮中碱液的扩散作用不同。因为碱液在原料轴、径、弦三向的扩散速度，是接近一致的。另外，研究还表明，木材对压力浸透的浸透性能，不论对纵向（轴向）或横向（径、弦二向），都决定于纹孔膜孔径之大小。以上事实说明，在切削亚硫酸盐蒸煮的料片时，料片形状和尺寸的确定，是很重要的。尤其是切削木片，更要注意这一点。

这里还要指出，在蒸煮初期，可以借助于蒸煮锅内液体的压力，使药液浸入料片之中。此外，如果采用蒸汽装锅，则由于加温作用，料片内的气体体积随之膨胀，一旦与较低温度的药液相遇，则料片毛细管内气体发生收缩与冷凝，随之产生瞬时真空，这在实质上等于提供了压力浸透的条件。蒸煮初期浸透之所以能比较迅速，道理就在这里。但当纤维内的压力增高，充液量增加，则扩散作用愈显著，这正是浸透后期的情形。

影响药液向料片浸透的因素很多，但主要的有：

（一）纤维原料及其切片

这项因素主要包含原料的：（1）结构、性质；（2）切片规格；（3）切片水分；（4）含杂质和腐朽状况。

1. 结构、性质

不同品种的纤维原料，其结构、性质有很大不同，因而浸透难易各异。不仅如此，即使同属一类，浸透难易也随产地和部位的不同而有差异。一般说，由于阔叶木纹孔膜、纹孔腔较针叶木简单，所以易于浸透。但需注意，阔叶木的密度一般比针叶木大，其浸透量反较针叶木小；边材较心材易于浸透（其浸透性能可差几百倍）；含树脂量愈多浸透愈困难；晚材的纤维壁较厚，且胞腔较小，较之早材难浸透。而草类原料则一般都因其组织疏松、片薄，对浸透无太大阻力，所以在蒸煮过程中，浸透不是主要问题；但这不等于全部否定其阻力的存在。事实上，碱水芦苇就比淡水芦苇稍难浸透。

2. 切片规格

一般说，亚硫酸盐蒸煮时，蒸煮液沿料片轴向的综合浸透速率比径向和弦向快14~15倍。所以，切片时应注意：（1）缩短切片长度，以缩短浸透距离。试验指出：在110°C时，将木片长度由6.0毫米增加至28.5毫米，则浸透时间从15分钟延长至270分钟。（2）适当斜切，并力求切口平整，以增大纤维胞腔的暴露量。（3）木片厚度应与长度相适应。试验指出：当切片长度为15~17毫米时，在同一时间内，蒸煮药液在厚度为1.5~2.5毫米木片内浸透，比在厚度为4.5~5.0毫米的木片内多浸透50%，而宽度无大的影响。工业上生产易漂浆，木片长度多取12~19毫米；高强度本色浆木片长度则取30~44毫米。目前，我国有关工厂，多把木片切成：长度15~17毫米，甚至10~12毫米；厚度2~3毫米。但使用马尾松的工厂，有规定长度为16~20毫米，厚度为3~5毫米的。草类长度则多切成：18~30毫米。其中，苇18~24毫米。草24~30毫米。图1-3-22(1)(2)是药液从木片各向浸透的路线示意。显然，与碱法蒸煮不同，这里的浸透通路主要是由胞腔、纹孔组成的。

图1-3-23是对浸透效果的检查。它显示了在木片浸透时，灰分按木片厚度分布的情况。木片的宽度对浸透过程无大影响。

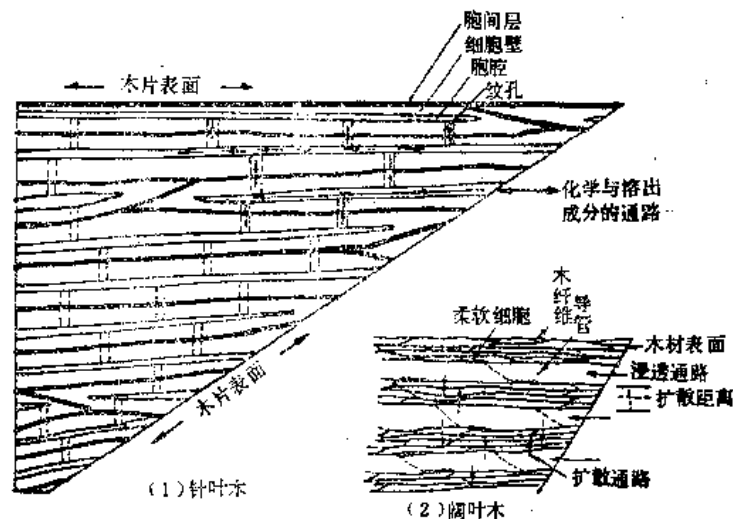


图 1-3-22 药液浸透木片路线图

3. 木片水分

前已指出，木片水分大时，浸透偏向以自然浸透为主，而木片较干时，浸透偏向以

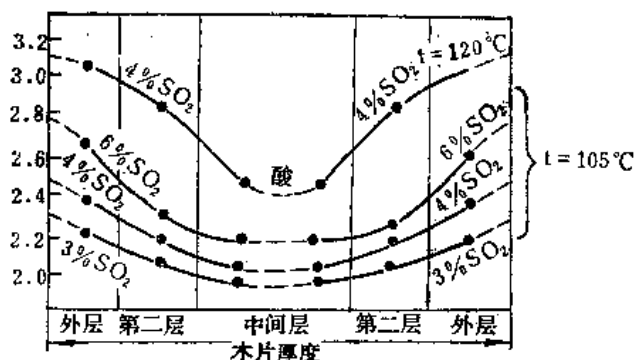


图 1-3-23 在浸透时木片中灰分的分布情况

盐才相继浸入。因此，比较起来，干木片浸透速度最慢。所以，生产过程中，应尽量控制木片水分，一般以 40% 左右为宜。对于苇片则宜控制在 15~16%。

4. 杂质和腐朽状况

这一因素造成的影响主要是浸透效果不均匀。但我国也有镁盐基蒸煮落叶松不除“蚂蚁洞”型腐朽部分的经验，是一例外。

(二) 浸透时的压力

压力的来源，有由于毛细管作用而产生的压力差；也有由于外部液体静压产生的压力差；其次，蒸煮操作过程中，采用抽真空的操作，也会造成部分真空而产生压力差；又如采用蒸汽装锅、汽蒸、连续通汽和排汽等操作，使木片内空气受热膨胀排出一部分，并在毛细管中留存一定量的蒸汽，当酸液与木片接触后，酸液使木片中的蒸汽冷凝，造成部分真空而产生的压力差等等。

不同原因产生的压力差的大小不同，其中以毛细管所产生的压力差最大。生产实践证明，在蒸煮送液时，加压浸透比常压浸透可多送 4% 左右的药液。

(三) 浸透时的温度

温度上升，药液粘度下降，表面张力降低，有利于浸透；同时，因温度上升，药液组成发生改变， SO_2 的分压增加。由于气体 SO_2 在切片中的扩散速率较液体扩散速率大很多倍，所以， SO_2 分压的增加，将使浸透速率加快。图 1-3-24 表示温度对浸透时间的影响。显然，不能随意让温度升高至超过临界温度，否则蒸煮作用将激烈起来；而如果此时还未浸透好，木素将产生缩合，反而破坏了正常蒸煮过程。

瑞希特曾将西方铁杉在不同温度水中加以预煮，然后再换。用 15% SO_2 水溶液加以终煮。结果指出，预煮之水温在 110°C 以下时，木片中的木素不发生缩合，可以用 15% SO_2 水溶液终煮成浆。而预煮之水温大于 110°C 时，由于木素缩合，用 15% SO_2 水溶液终煮时，木素难以除去，预煮的水温愈高，终煮后浆的木素含量也愈高。因此，在一般亚硫酸盐木浆生产实践中，把 110°C 左右定为临界温度。

(四) 药液组成

蒸煮药液送入蒸煮锅之前，都需要经过调整。采用 pH 1~2 蒸煮药液的木浆厂，其蒸煮液中的溶解 SO_2 ，经过蒸煮过程中的积累，使总酸达到 6~10%。由于混用回收液

压力浸透为主。试验证明，当木片纤维细胞壁湿润，而且细胞腔中空含水量约为 40% 时，浸透速度最快；此时药液主要靠压力浸透浸入木片。当细胞腔也充满水之后（这时大约相当于含水 60% 以上），则主要靠自然浸透进行，此时的浸透速率比压力浸透慢得多。干木片（相当于含水在 23% 左右）则由于纤维细胞壁未湿润，药液中的水分及亚硫酸将先浸入木片，以后亚硫酸

的关系, 化合酸降到 0.8~1.2% 左右。

表 1-3-7 为药液浓度不同时, 完全浸透所需的最短时间。

表 1-3-7 药液浓度不同时, 完全浸透所需的最短时间

药 液 组 成 (%)		在不断地由 30°C 升高到 100°C 时完全浸透 需要的最少时间 (时:分)
总 SO ₂	CaO	
3.0	0.7	4:15
6.0	1.0	2:30
8.0	1.0	1:30

由图 1-3-24 可知, 总酸增加, 浸透时间可以缩短。

表 1-3-8 表示溶解 SO₂ 含量对木片浸透的影响。显然, 溶解 SO₂ 含量高, 对浸透有利。

回收液的存在, 将对浸透过程有利, 但回收液中不能含有过量木素磺酸及糖类, 更不能含过量其它有机酸, 否则将对蒸煮产生不良影响。

此外, 药液中如有沉淀生成, 也将堵塞毛细管而使浸透困难。为此, 原酸需经澄清、过滤。

为了促进药液对木片的浸透, 生产上常分别采用下述一些办法:

(1) 蒸煮一开始就用泵加压至最高压力; (2) 装料后、送药前, 先以高、低压力蒸汽交替循环处理木片, 以赶出其中空气并进行加热; (3) 装料后、送液前, 小心地对蒸煮锅抽成

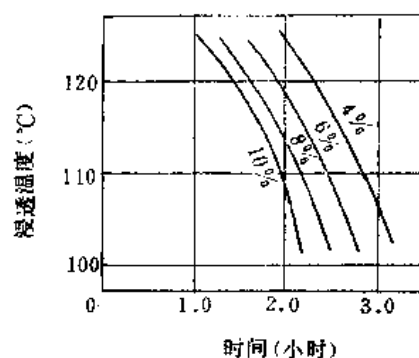


图 1-3-24 不同总 SO₂ 对木片浸透时间和温度的影响

表 1-3-8 溶解 SO₂ 含量对浸透木片的影响

浸透前药液 特 征	总 SO ₂ (%)	3.0	4.0	5.0	6.0
	溶解 SO ₂ (%)	1.0	2.0	3.0	4.0
	CaO (%)	0.9	0.9	0.9	0.9
	pH 值	2.01	1.9	1.82	1.75
浸透后木片 特 征	水分 (%)	52.5	54.1	57.3	58.9
	灰分 (%) (对于绝干木材)	2.4	2.6	2.7	2.9
	重量变化 (灰分除外) (%) (对绝干木材)	96.5	97.8	96.6	96.2
浸透后药液 特 征	总 SO ₂ (%)	2.3	2.42	2.5	2.6
	pH 值	2.34	2.27	2.02	2.12
	还原性糖 (%)	0.14	0.25	0.35	0.41
	聚戊糖 (%)	0.12	0.24	0.25	0.32
	用 α-萘胺法沉淀的木素 (沉淀物重量)	0.043	0.077	0.097	0.112

浸透条件: 升温到 105°C 2 小时, 在 105°C 下 1 小时。木片水分 18%。

一定真空；(4) 以 SO_2 预处理木片；(5) 以蒸煮药液预浸木片；(6) 加入 $70\sim 85^\circ\text{C}$ 蒸煮药液。

三、蒸煮的化学反应过程

(一) 木素的反应过程

在亚硫酸盐法蒸煮中，木素的磺化，是这一过程中的基本反应，已无可置疑。但是，由于在这一过程中，木素的脱除是比较复杂的二相系化学动力学过程；木素的分子结构至今又未彻底了解；并且半纤维素同木素分子之间有化学联接，避免不了它们之间的相互干扰，所以，木素脱出的具体化学反应过程，现在还不能准确描述。

1. 木素的磺化与缩合

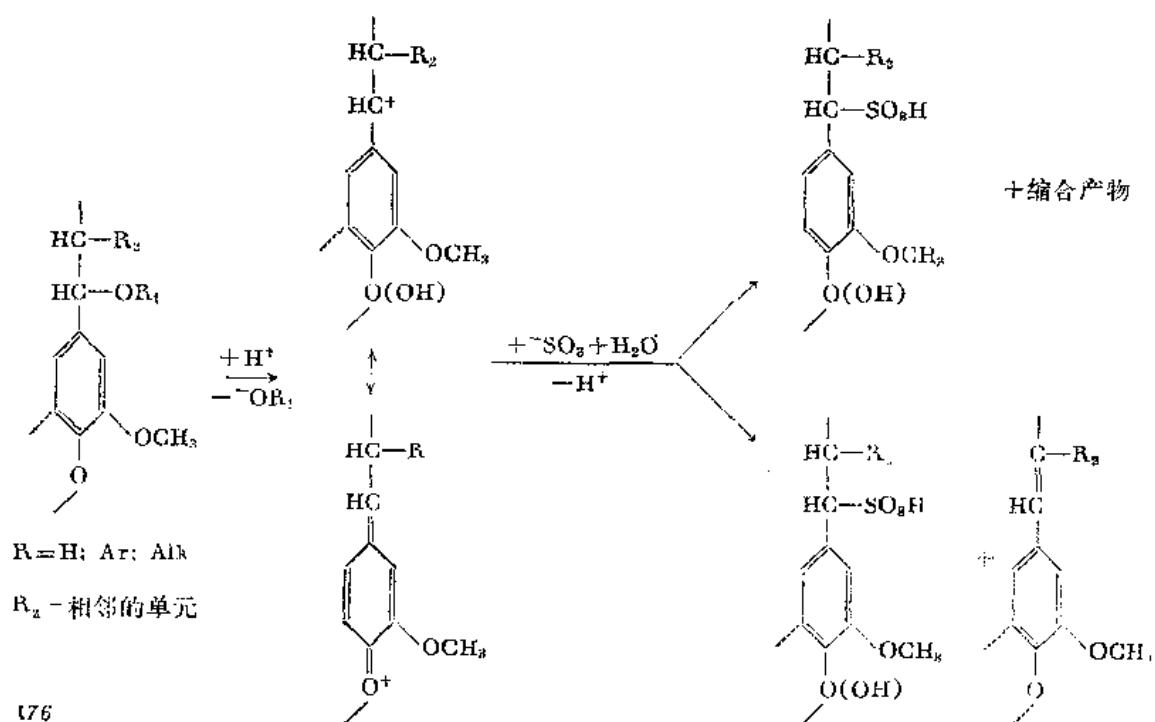
木素是极难溶于水的。然而，它可以在适当条件下水解和磺化。罗森贝尔格指出，木素水解后所生成的活性基，有磺化和缩合两种趋向。而且，这两种趋向密切联系、互相对立而又同时进行。只不过随条件的不同，占主导地位的趋向不同而已。

罗森贝尔格分别在 140°C 与 150°C 用水煮木片 2 小时，使木素发生部分缩合作用后，再进行亚硫酸盐蒸煮。结果证明：由于木素的缩合作用而使其分子量变大，溶解困难。如果要使它磺化，则磺化速度比未曾缩合的木素慢得多。缩合愈严重，则磺化愈困难。而且要使磺化后的缩合木素溶解，也比未缩合过的需要更高的磺化程度。木素发生缩合后，所得纸浆及废液的颜色都加深，严重时甚至变为“黑煮。”这时，纤维素也遭破坏，纸浆的得率和强度都下降。

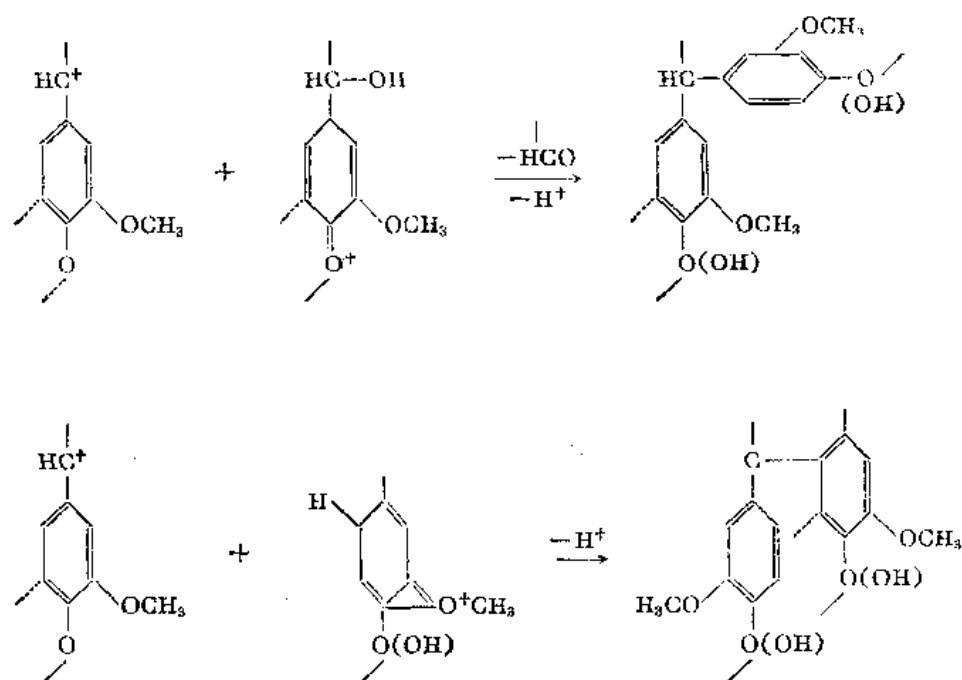
根据对木素及其模型物在相同条件下的对比研究得知：

(1) 在进行酸性亚硫酸盐蒸煮时的主要反应有：

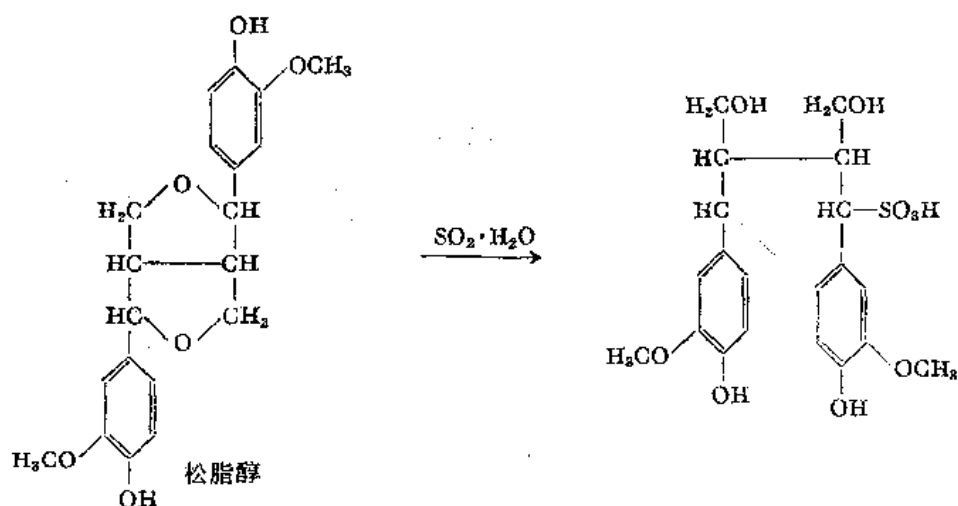
① 木素结构中的酚型和非酚型苯甲醇 ($\text{R}_1=\text{H}$)，苯甲基烷基醚 ($\text{R}_1=\text{烷基}$) 和苯甲基芳基醚 ($\text{R}_1=\text{芳基}$) 形式的基因，脱去 α -位上的取代基，并形成 α -磺酸，而且这种磺化和因磺化而使木素脱出的倾向，比在中性亚硫酸盐蒸煮时强烈得多；但也可能生成缩合产物：



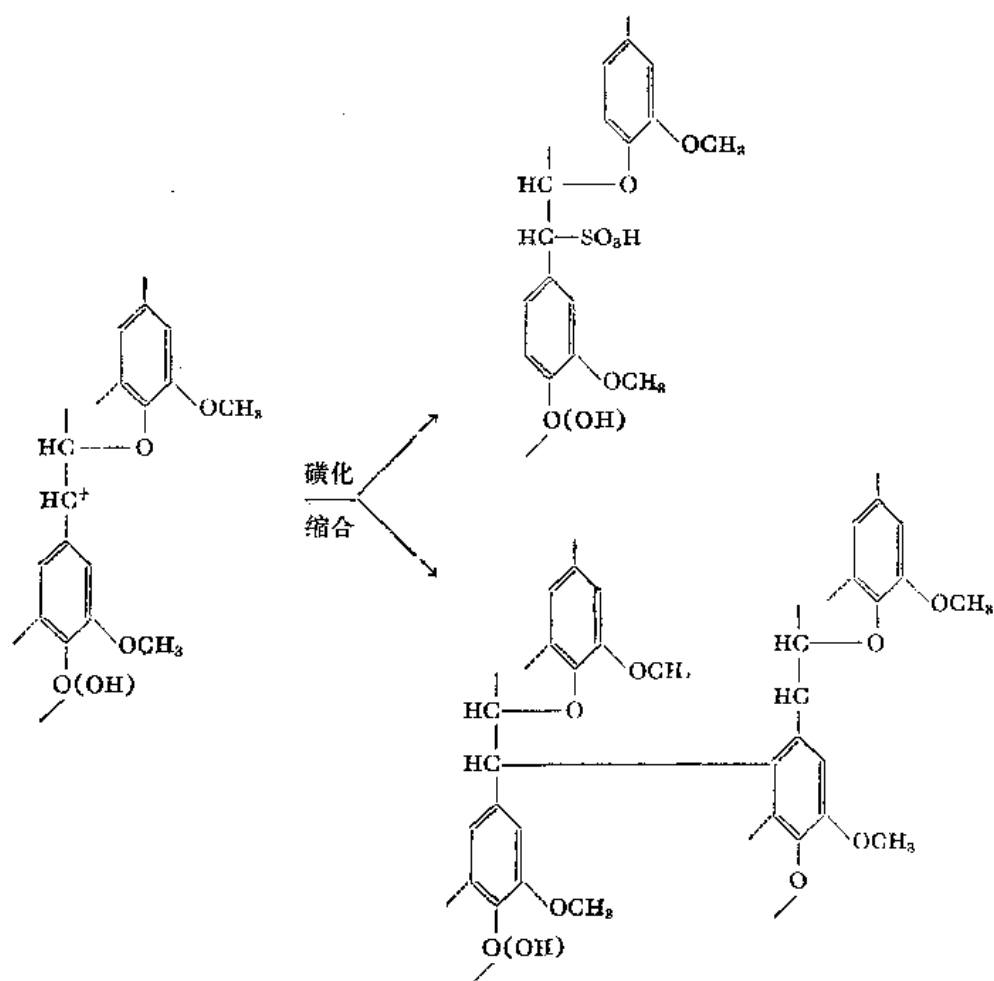
缩合产物生成的过程如：



② 酚型的松脂醇结构不仅可以发生磺化，而且在磺化了的苯丙烷单元的苯核上，发生分子内缩合：



③ 不管是酚型或非酚型结构，尽管是 α -碳可发生磺化或缩合，但它的 β -醚键却始终稳定的：

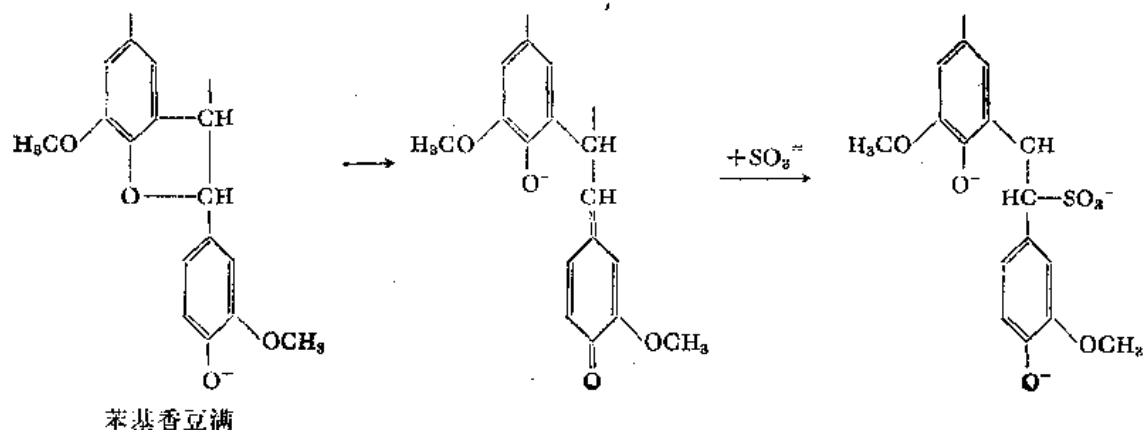


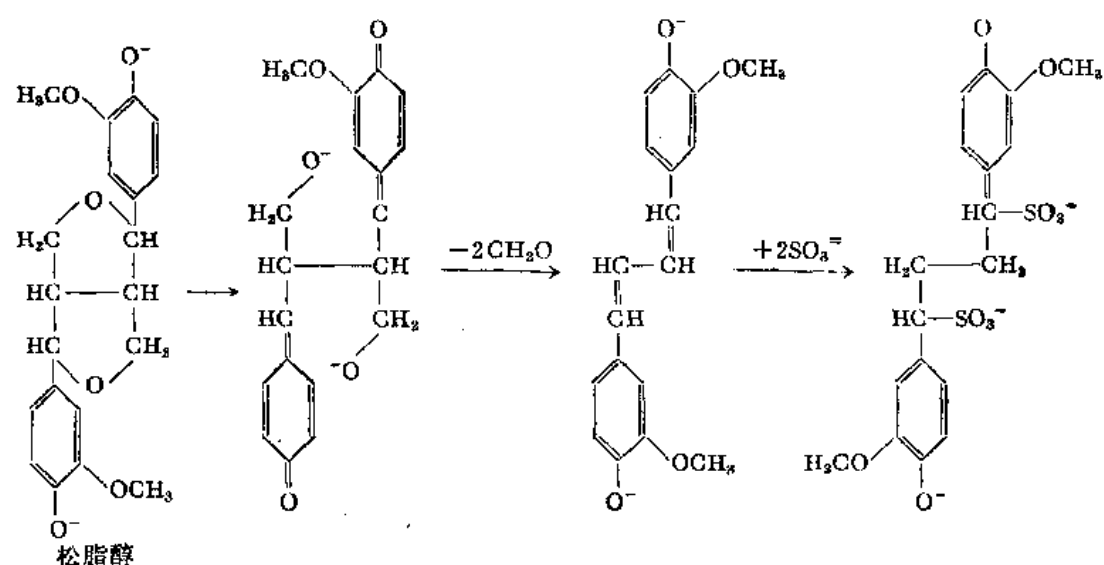
显然，在酸性亚硫酸盐蒸煮中，木素的磺化和缩合都发生在同一木素结构单元中的 α -碳原子上。因而缩合了的木素在缩合部位将难以再磺化。相反，磺化了的也难以再缩合。

另外，在酸性亚硫酸盐蒸煮时，不管是酚型或非酚型结构单元上的甲基——芳基醚键是稳定的。

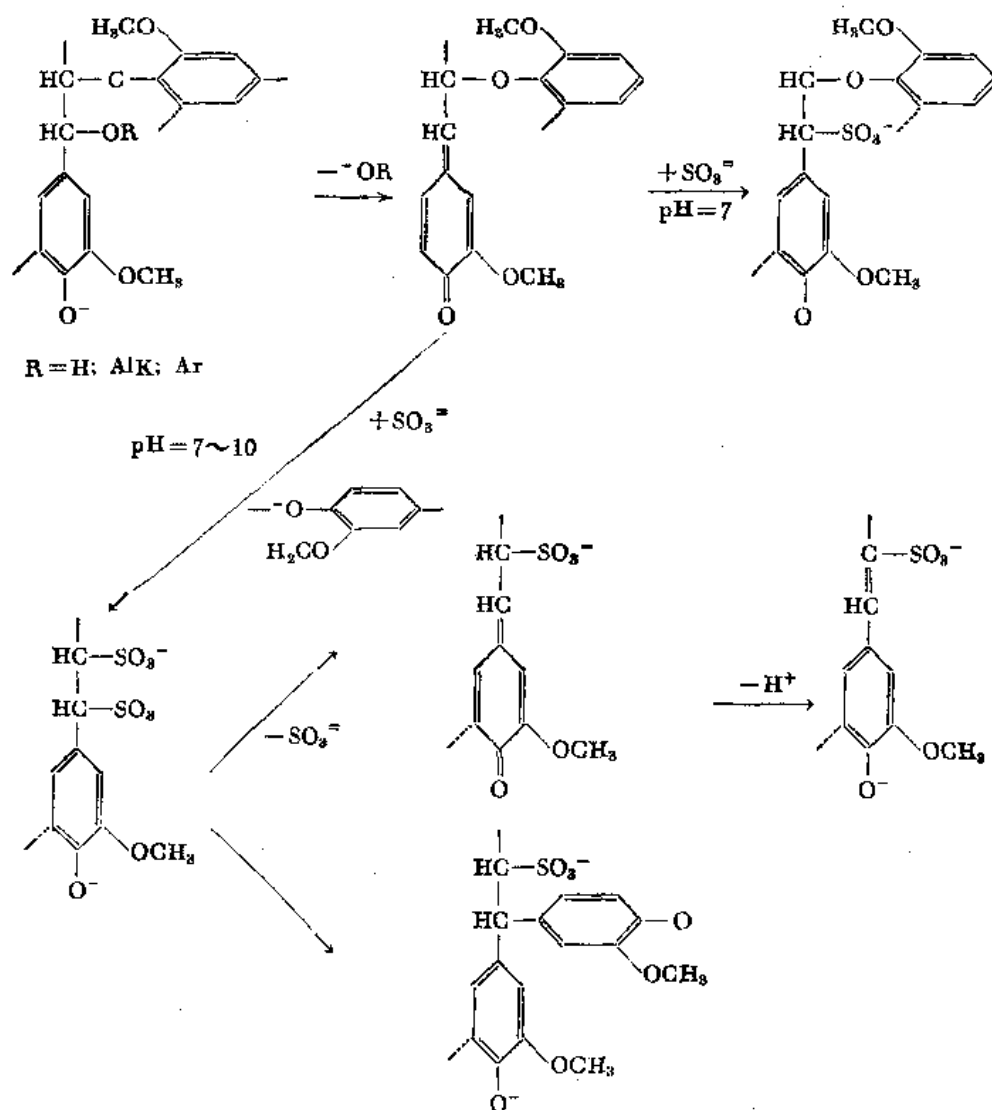
(2) 在中性亚硫酸盐蒸煮时的反应，主要限于木素中的酚型结构单元：

① 酚型的苯基香豆满和松脂醇基团中的 α -醚键断开，形成亚甲基醌结构，并进一步形成 α -磺酸，这是中性亚硫酸盐蒸煮中的一个重要反应：

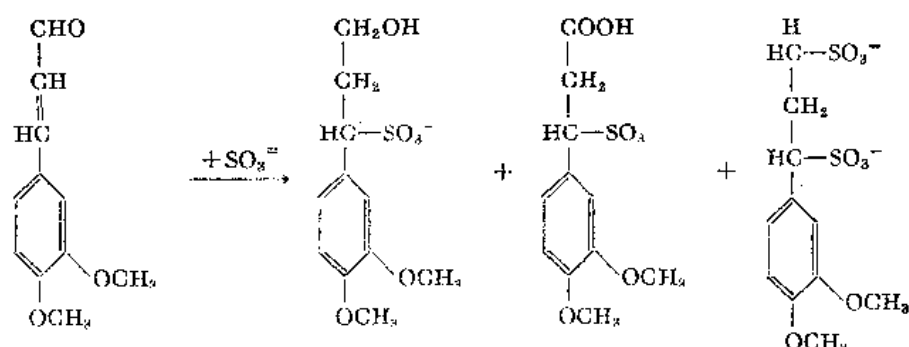




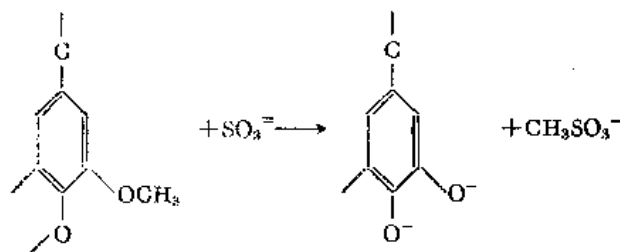
② 木素酚单元中 β -芳基醚结构，此时也起反应。同时，还可能形成缩合了的二芳基甲烷型结构：



③ 木素中含有的部分酚型或非酚型的带有羰基和双键的、类似肉桂醛的结构，也能发生反应，并使 α 和 γ -碳原子带上磺酸基：



④ 木素中存在的甲基芳基醚结构，也能发生一定程度的醚键断裂：



(3) 在碱性亚硫酸盐蒸煮时的反应机理，至今研究结果不多。但有关事实表明：这时不仅木素中酚型单元易起与在中性条件下蒸煮时的第②类反应相同的反应，非酚型木素结构单元也能参加反应。例如，苯基丙烷- β -芳基醚结构中的部分 β -取代物脱除，剩余的苯基丙烷骨架，部分也被磺化，并生成碎解产物。

2. 木素的脱除速率

关于影响木素脱除速率的因素，至今还未定论，现择要介绍主要论点如下：

黑格隆特和江生等认为木素的磺化分两阶段。第一阶段，在低温($60\sim70^{\circ}\text{C}$)下，蒸煮液浸入切片中与木素迅速化合，生成固体木素磺酸。它是一种强酸， H^+ 及 Ca^{++} 可以互换，其反应系亚硫酸与木素侧链上的羟基起作用。第二阶段，固体木素磺酸缓缓水解，木素与碳水化合物之间的连接键裂开，木素进一步磺化，生成溶于蒸煮液中的木素磺酸。水解速度为氢离子浓度所调节，木素脱除的速度实际由水解速度所控制。

马斯等发现：无论蒸煮液中盐基的含量多少， SO_2 分压与反应速度的关系近似直线(图 1-3-25)。图中脱木素速率为脱除木素达 90% 所需时间的倒数。因此脱除木素过程主要与蒸煮液中的 SO_2 分压有关。由于 SO_2 的分压不仅与 H^+ 浓度而且还与 H^+ 和 HSO_3^- 浓度的乘积成比例，所以脱除木素的速率，应与 $[\text{H}^+]$ 和 $[\text{HSO}_3^-]$ 的浓度乘积有关。他们还推论：磺化速度比水解速度对脱除木素的速率更有影响。另外，近似说来，脱除木素的反应遵从一级反应规律。但严格地说它与一级反应又有一定程度的偏离。

岳斯唐指出，脱除木素的速率与(1)药液中 SO_2 浓度；(2)药液中 H_2SO_3 浓度；(3) $[\text{H}^+]$ 与 $[\text{HSO}_3^-]$ 离子浓度乘积成正比。所以，亚硫酸为亚硫酸盐蒸煮过程中的活性蒸煮剂。

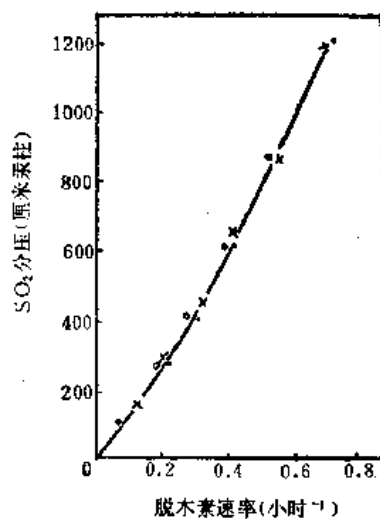


图 1-3-25 SO₂ 分压与脱木素速率的关系(130°C)

试验条件: 化合 SO₂: 0%, 0.2%, 0.4%, 0.9%

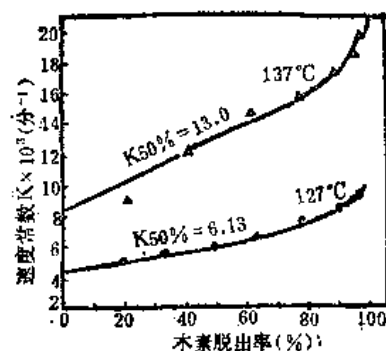


图 1-3-26 速度常数与脱出率的关系

马斯和岳斯唐还认为, 磺化为渐进过程, 并不象黑格隆特所认为的那样快, 所以, 反应速率应为木素磺化速率所控制。

由于活性蒸煮剂在蒸煮液中过量存在, 所以亚硫酸盐蒸煮的反应速率应与木片中未反应的木素含量、木素与蒸煮液之亲和力及溶解产物扩散出木片的速率有关。

在基本论点上, 黑格隆特等人与马斯等是相互对立的。后来, 日本的坂田功等, 提出了另外的见解。坂田认为: 亚硫酸盐蒸煮时, 脱木素的化学反应是由许多过程组合而成的十分复杂的多级反应。这些过程包括: (1) 蒸煮液扩散到木材中; (2) 木材中木素初步磺化(生成固态木素磺酸); (3) 木素更进一步磺化(后期磺化); (4) 木素和碳水化合物以及木素自身之间联系的水解; (5) 木素磺酸扩散到溶液中。他同意各过程中的速度较慢者是脱木素速率的控制过程, 并支持黑格隆特关于木素在初期磺化很快的论点, 而且, 根据图 1-3-26 中速度常数随蒸煮进程而逐渐增大等事实, 认为支配脱木素反应速率的因素, 是木素后期的磺化和水解两个过程, 这两个过程的速度, 将受蒸煮液的 pH 值、SO₂ 浓度和蒸煮温度三者的影响。

通常的蒸煮条件大约是: pH 1.4(室温), SO₂ 浓度 3~10%, 温度 135°C 左右。在这种条件下, 两个反应速度没有多大差异, 脱木素反应是按多级反应进行的。

但是, 在高 pH 值(3 以上)、低温度(70~80°C 以下), 高浓度 SO₂ 的特别蒸煮条件下, 两个速度差异很大。速度最慢的水解反应, 支配着脱木素过程, 并使得它接近一级反应。

如果是在低 pH 值、高温、低浓度 SO₂ 的特别条件下进行蒸煮, 则木素缩合的副反应, 将不能避免, 脱木素速度仅取决于磺化, 同样也是一级反应(参看图 1-3-27)。

以上论述还可用表 1-3-9 来概括。

莱德荷姆(Rydholm)等认为, 亚硫酸盐蒸煮时, 不仅水解使木素断链得以溶出, 磺化也能使木素与木素之间的链断开, 使木素得以溶出, 并称此种现象为亚硫酸盐解。他

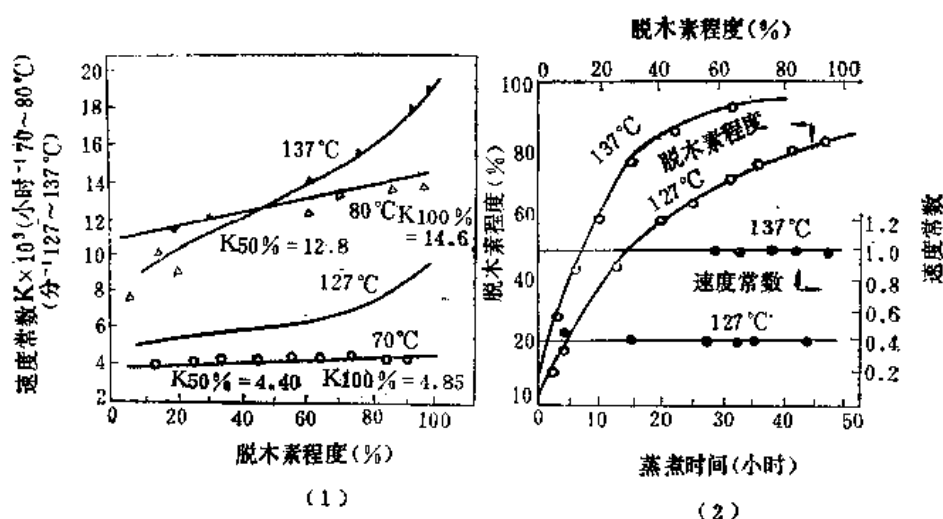


图 1-3-27 在 pH 3 和高低不同温度蒸煮时的脱木素速度
 (1) 低温度蒸煮 (70°, 80°C, 总 SO₂ 10.13%, 化合 SO₂ 1.12%, Ca 盐基) 和高温度 (127°, 137°C) 蒸煮时的比较。
 (2) 在 pH 3 和高温蒸煮 [127°C, 137°C, Mg 盐基, 总 SO₂ 4.99%, Mg(HSO₃)₂ 4.88% (按 SO₂ 计)] 时的比较。

表 1-3-9 蒸煮条件与脱木素反应级数的关系

蒸 煮 条 件	支配速度的因素	速 度 式
高 pH (3 以上) 低温度 (70~80°C 以下) 高浓度 SO ₂	水解 (S ≫ H)	一级反应
pH 1.4 左右 温度 135°C 左右 SO 浓度 3~10% } 普通蒸煮条件	水解和后期磺化 (S = H)	多级反应
低 pH 值 高温度 低浓度 SO ₂	后 期 磺 化 (S < H)	一级反应

注: H——木素水解速度; S——木素后期磺化速度。

他们还认为, 水解时, 木素溶出速率与酸度成比例, 而亚硫酸盐解时, 木素溶出速率既与酸度又与 HSO₃⁻ 浓度成比例。如果亚硫酸盐解是木素溶出的原因, 则整个脱木素过程可视为一级反应, 即木素不断磺化的过程, 溶解只是达到一定磺化程度的证明。图 1-3-28 是以上叙述的示意图。

此外, 研究指出, 盐基种类不同, 脱木素速率不同。一般说来, 在相同条件下, 钠、镁、铵盐基的脱木素速率大于钙盐基, 参看图 1-3-29。但是温度一样, 在同一 T. A. 和 G. A. 条件下, 不同盐基药液的 pH 值各不相同, 易溶盐基的 pH 值比难溶盐基的 pH 值高。因而, 不同盐基药液对木素水解、磺化和溶出的影响不同, 易溶盐基的脱木素速率比难溶盐基的低。关于这一点, 除了参看 pH 值对蒸煮过程的影响之外, 还可参看图 1-3-29。

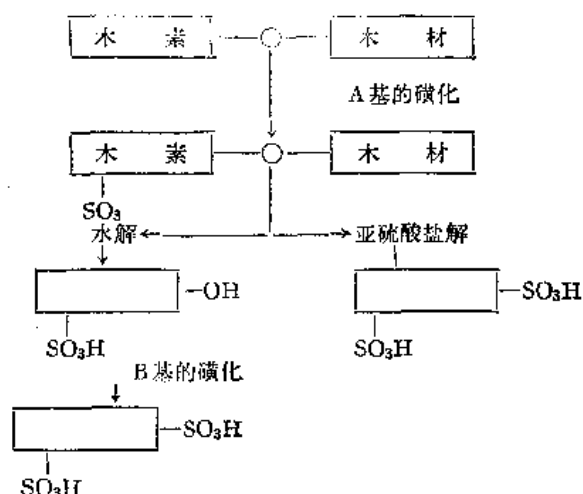


图 1-3-28 木素的水解与亚硫酸盐解

马斯等还发现，温度增加，脱木素速率也增加。他们以云杉木粉、Ca 盐基、固定药液组分、在 50~140°C 范围内做试验。得到反应速率与温度的关系，符合阿伦尼乌斯 (Arrhenius) 方程：

$$\log K = A - \frac{E}{2.303 RT} \quad (1-3-2)$$

式中 K —— 反应速度量度；

A —— 常数；

E —— 活化能 (约为 21 千卡)；

T —— 绝对温度；

R —— 是气体常数 (1.987 卡/克分子·度)。

不难看出，温度每增加 10°C，反应速度增加 1 倍以上。但实验说明，当温度低于 100°C 时，反应极慢。例如云杉木粉用 10% F. A. 的药液蒸煮，脱木素至 90% 程度时，130°C 只需 2 小时；而 70°C 时，却需 10 天。采用相似的药液，蒸煮至浆得率达 80% 以下时，130°C 仅需 30 分钟；而 50°C 却需 1 个月。

另外，关于木片的蒸煮速率随温度和药液组分变化的情况，还没有精确、完整的数学式来表示，只有一个初步的经验式。这一公式表示在某一瞬时，脱木素速率的大小：

$$\text{速率} = K(P_{\text{SO}_2})^n \quad (1-3-3)$$

式中 K —— 按阿伦尼乌斯方程式随温度而变化的速度因素；

n —— 小于 1 的常数；

P_{SO_2} —— 某一温度时，锅内总压力减去蒸汽冷凝压力得到的 SO_2 分压的估计数字。

还应指出，由于蒸煮时药液是过量的，所以反应速率还与木材中未反应的木素量、木素在蒸煮时可达到的程度，以及溶解产物从木材中扩散出来的速度有关。

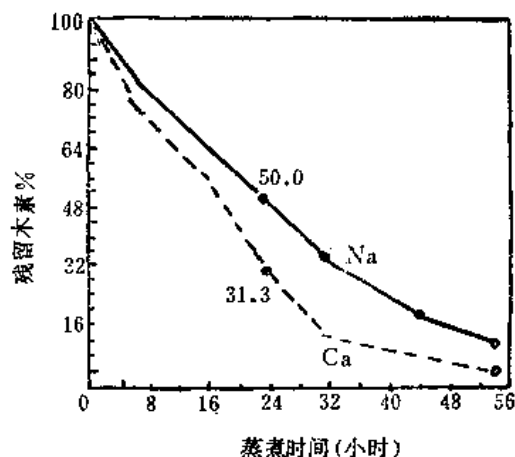


图 1-3-29 Na 盐基和 Ca 盐基蒸煮的脱木素速率比较

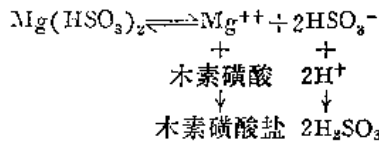
[蒸煮温度 100°C (2 小时升温到 100°C) 总 SO_2 62.9 克/升，化合 SO_2 9.8 克/升]

综合在此以前的种种有关讨论,这里顺便对亚硫酸盐蒸煮过程中的活性蒸煮剂(或称有效蒸煮剂)问题,简单结论如下:在采用 pH 1~3,并含有溶解 SO₂ 的亚硫酸盐药液进行木材蒸煮时,在 110℃ 以下进行浸透和磺化的情况下,溶解 SO₂ 是主要的活性蒸煮剂。而在采用没有溶解 SO₂ 的亚硫酸盐药液进行木材蒸煮时,由于 pH 值大于 4,木素不致于缩合,可以在较高温度下进行磺化。而在较高温度下,HSO₃⁻ 显示出其较强的磺化能力。

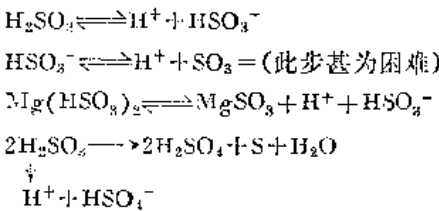
3. 盐基的作用

在不同的蒸煮阶段中,盐基的作用是不同的。

在酸性亚硫酸盐蒸煮前期,盐基的作用是降低反应区域的酸度,以控制木素通过水解产生活性基的速度,使之与磺化很好配合而避免缩合。其过程可示意如下:



反应式中的 H⁺ 主要来自蒸煮液、木素磺酸(一种强酸)和其它有机酸等的离解,以及 HSO₃⁻ 和 H₂SO₃ 自身发生自动氧化还原反应所形成的 H₂SO₄ 的离解。至于蒸煮液中产生 H⁺ 的可能途径,则有:



如此等等。

在蒸煮后期,盐基的存在对木素溶出不利。黑格隆特认为:这是木素难于经过酸性水解,裂构成较小分子而溶出的缘故。C. A. 愈高,则酸度愈低,木素大分子溶出愈不容易。埃里亚什别尔格则认为:高分子化合物都必需发生润胀后才能溶解,木素磺酸盐的溶解也是符合这一规律的。盐基含量高的蒸煮液(尤其是含二价金属离子的盐基)会降低它的润胀及溶解度,因而在化合酸含量高时,木素磺酸的溶出速度降低下来。表 1-3-10 可以说明这种影响。

表 1-3-10 化合 SO₂ 含量对磺化木素溶出的影响

蒸煮液成分	T.A.(%)	6.4	7.4	8.4	10.4
	溶解 SO ₂ (%)	6.4	6.4	6.4	6.4
	C.A.(%)	0.0	0.5	1.0	2.0
木素溶出量占原木质素(%)		95.0	87.1	68.9	55.1

至于在 pH > 3 的条件下,盐基的作用则主要是充当 SO₂ 的载体,使 SO₂ 适当地稳定在蒸煮液内。

4. 木素的溶出

事实证明,磺化导致木素的溶出。一个木素大分子的溶出过程是:先变成固态木素

磺酸；然后，再磺化；继而是磺化后的木素大分子自身，或它与糖之间的结合裂解。即是说：木素是由于磺化和木素自身，及其与糖连接链的短小化(低分子化)才逐渐溶出的。其过程如图 1-3-28 和图 1-3-30 所示，不难想象，链的短小化在酸性蒸煮条件下将更为突出。但这时不能排除木素分子未磺化部位发生缩合的可能性。

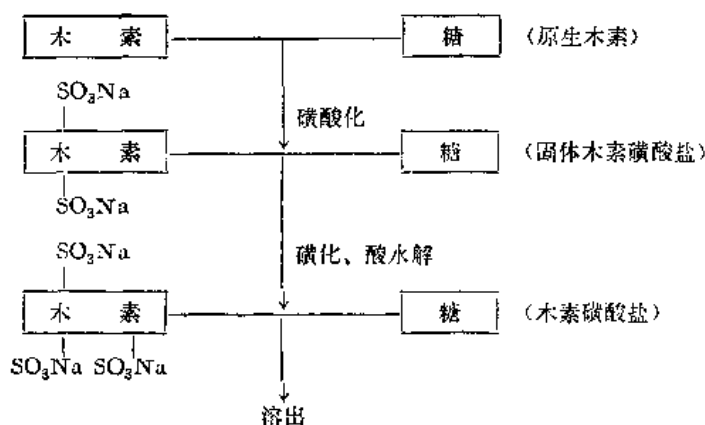


图 1-3-30 亚硫酸盐蒸煮中木素溶出图

木素的溶出，是蒸煮过程的最后一个阶段。木素的溶出速度，决定着蒸煮后期时间的长短，因而也将影响蒸煮的总时间。

温度高，则木素溶出快。一般说来，在 $120\sim 150^{\circ}\text{C}$ 范围内，温度每增加 10°C ，除去木素的时间可减少一半。温度越高，脱除木素的时间越短。产生这种现象的原因，是由于高温能加速木素水解成小分子，并迅速从木片中扩散出来的缘故。

由于溶解 SO_2 能增加木素的水解润胀及溶解度，所以溶解 SO_2 高，木素溶出速度加快。

盐基含量多，不利于木素的溶出。

研究指出，木素磺酸镁盐、钠盐或铵盐的溶解度比钙盐的大，所以盐基品种不同，蒸煮溶出速度也各不相同。

此外，木素的磺化程度对其溶解度也有一定影响。

由图 1-3-31 及前面的图 1-3-21 可知，蒸煮液比重在 145°C 左右开始上升，pH 值自 145°C 左右有一个突降，苇浆的木素含量也下降不少。这应该说是木素开始大量溶出的结果。因为木素磺酸是类似硫酸的强酸，它的大量溶出自然会使蒸煮液有效酸度和比重增加。

因此，可以推论到，木素磺酸的大量溶出是从 145°C 开始至保温前期的这一段时间。但是在 145°C 以前，木素磺酸的溶出已经在进行，仅程度较浅而已。

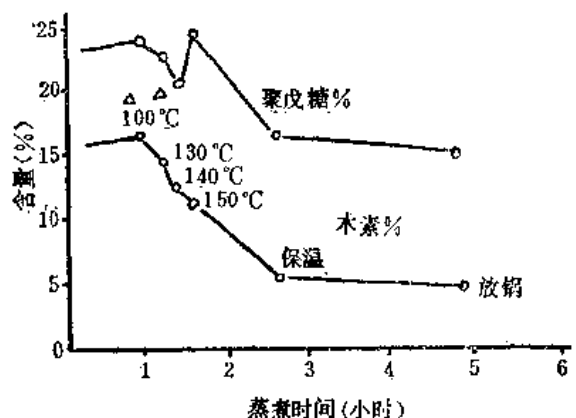


图 1-3-31 苇浆蒸煮过程中木素与聚戊糖的变化

在苇浆蒸煮过程中，木素的磺化与溶出几乎同时存在。但从矛盾的发展、转化来看，在 145℃ 以前，是以磺化为主，而在 145℃ 以后是以溶出为主的。

(二) 碳水化合物的反应过程

植物纤维原料中的碳水化合物，主要是纤维素和半纤维素，还有少量单糖和淀粉。

亚硫酸盐蒸煮过程中，碳水化合物的化学反应，主要是半纤维素和纤维素的水解和降解，以及单糖等的破坏反应。

蒸煮时碳水化合物由水解引起的溶出速度，随它的具体种类的不同，而有很大差异。在不同的浆得率下，浆中碳水化合物的组成变化如图 1-3-32 所示。另外，图 1-3-33 表示了碳水化合物的残留率和聚合度的变化情形。

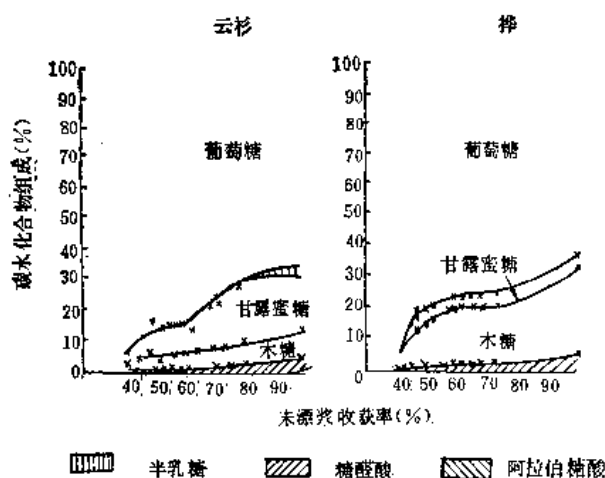


图 1-3-32 亚硫酸盐浆的碳水化合物组成

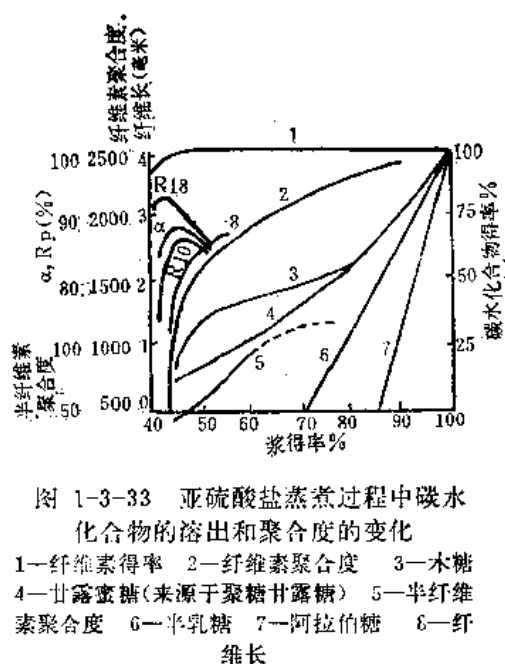


图 1-3-33 亚硫酸盐蒸煮过程中碳水化合物的溶出和聚合度的变化

1—纤维得率 2—纤维聚合度 3—木糖
4—甘露蜜糖(来源于聚糖甘露糖) 5—半纤维素聚合度 6—半乳糖 7—阿拉伯糖 8—纤维长

蒸煮初期，阿拉伯糖先溶出。之后，木糖和葡萄糖醛酸溶出。聚木糖的溶出比硫酸盐法容易。纤维素的溶出由大约 50% 浆得率开始，在这以下，得率显著下降，同时，聚合度急剧下降。这时得到的单根纤维和制成纸页的强度都降低。

浆的得率与半纤维素和木素溶出速度的大小有关。如要提高浆的得率，则应使脱木素作用优先进行，而避免半纤维素的溶出。所以慎重选择蒸煮条件，以控制两个反应速度的影响因素，是十分必要的。

1. 半纤维素的反应

半纤维素可以看成是由许多葡萄糖、甘露蜜糖、木糖、半乳糖，阿拉伯糖等单糖和糖尾酸等组成的复杂混聚物。由表 1-3-11 可以看出，阔叶材半纤维素以聚木糖为主，聚葡萄糖甘露蜜糖仅含少量；针叶材半纤维素则以聚葡萄糖甘露糖为主，也含有相当量的聚木糖。

由于半纤维素分子中含有不同的糖基，既有 α -联接，又有 β -联接；既有吡喃式糖基，又有呋喃式糖基。因此，其反应情况比简单多糖更为复杂。事实证明，不仅各种糖

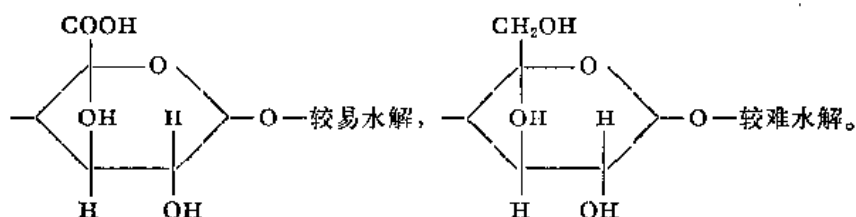
表 1-3-11

针叶树和阔叶树的半纤维素

半纤维素的构成成分	阔叶树	针叶树
聚-4-0-甲基葡萄糖尾酸木糖醋酸酯	80~90	5~15
聚-4-0-甲基葡萄糖尾酸阿拉伯糖-木糖	0.1~1.0	15~30
聚-葡萄糖甘露蜜糖醋酸酯	1~5	60~70
聚-半乳糖葡萄糖甘露蜜糖醋酸酯	0.1~1.0 ^①	1~5
聚-阿拉伯糖半乳糖	0.1~1.0 ^①	0.1~3.0
含有半乳糖的其它多糖类	0.1~1.0	0.1~1.0 ^①
果 胶	痕 迹	痕 迹
淀 粉	痕 迹	痕 迹

① 树种不明。

的配糖化物的水解速度不同,即使是同一种配糖化物,其 α -型与 β -型的水解速度也不相同。而且同一配糖化物的呋喃式与吡喃式的水解速度也各不相同。吡喃式葡萄糖尾酸的配糖化物联接与吡喃式葡萄糖化物联接,其水解速度也不一样,前者较后者不易水解,即:



并且,在亚硫酸盐的不同 pH 值条件蒸煮中,各种配糖键水解的起止时刻也不一致。即使是同一种配糖键,在同一次蒸煮中,也因条件的不同,水解还会有先有后。待到蒸煮完结,留在浆中的半纤维素的聚合度已经下降,而且化学结构也已改变。不仅如此,蒸煮条件不同,哪怕是同一样来源的半纤维素,其残留在浆中者,结构也各不相同。

由于半纤维素是结壳物质,是无定形的,其吸湿性和润胀性均较纤维素高。并且又由于其聚合度较纤维素低,所以比纤维素更易被酸和碱水解(关于它的碱性水解,碱法制浆已有介绍,不再重复)。酸性亚硫酸盐药液对半纤维素的破坏作用,与浓度低的无机酸对多糖的破坏作用相似。在这种情况下,大多数的乙酰基和呋喃式阿拉伯糖基,从以木糖基为主链的木糖型半纤维素中脱裂出来,而聚甲基葡萄糖尾酸基木糖则保留在浆中。以聚半乳糖葡萄糖甘露蜜糖为主的一类半纤维素,其半乳糖基将脱落而使分子降解。而且剩余的一些聚葡萄糖甘露糖的碎片,在酸性条件下,也能够进一步脱掉。

在酸性亚硫酸盐药液蒸煮的初期,由于抗酸性较低的半纤维素被破坏,半纤维素的溶出速率较木素为高。当蒸煮时间过长,化学药品浓度和温度过高时,半纤维素显著降解,而以温度影响最为突出。

由图 1-3-34 可知,在 100℃以下,糖类很少水解;在 100~120℃之间,水解反应进行得很快;在 120℃以上,可能由于糖的分解率大于产率,糖的产率增加不大。

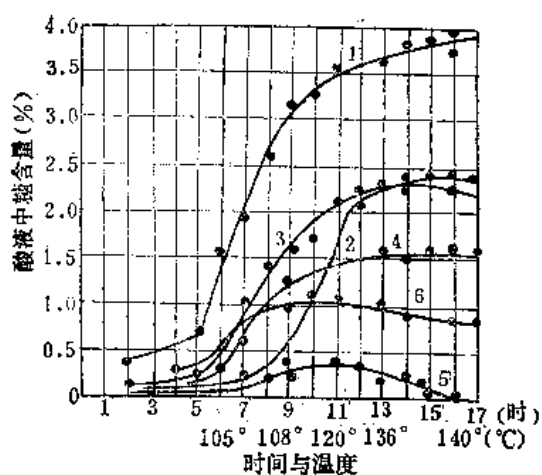


图 1-3-34 在云杉蒸煮过程中,酸液中糖含量的变化

1—水解后总还原物质 2—水解前可发酵还原物质 3—水解后可发酵还原物质 4—甘露糖
5—半乳糖 6—戊糖

和多糖的水解有抑制作用。

由表 1-3-12 可知,随着蒸煮时间的延长,半纤维素的分解也趋于激烈。时间越久,糖的分解也越多。

但须注意,半纤维素一旦发生水解,并不立即形成单糖,而是经过不断降解之后,转变成溶液。并且,这种溶解了的多糖,只有在溶液中有足够的 H^+ 时,才转变成成为单糖。如果蒸煮液浓度很低,将有大量多糖不能水解。半纤维素受到充分水解而生成的单糖,往往留在蒸煮废液中,仅有少量的单糖进一步遭到破坏。

蒸煮液中盐基的含量对糖类的生成有很大影响。图 1-3-35 表明,当盐基含量 (CaO) 为 1.4% 时,生成 9.6% 的糖。而不含盐基时,则生成 21% 的糖。因此盐基对半纤维素

表 1-3-12

云杉蒸煮过程中碳水化合物的变化

糖 的 组 成	含 量 (%)			
	蒸 煮 开 始 以 后 (小时)			
	4	6	8	10
总还原物质	8.25	11.15	13.07	14.03
不能发酵的还原物质				
木 糖	1.80	2.68	3.48	3.75
阿拉伯糖	0.27	0.28	0.21	无
甲基戊糖	0.36	0.34	0.30	0.21
多糖尾酸化物	0.49	0.46	0.33	0.25
不能发酵的还原物质总量	2.92	3.76	4.32	4.21
可发酵的还原物质				
甘露糖	3.64	5.63	6.76	7.40
半乳糖	1.31	1.50	1.06	0.92
葡萄糖	0.29	0.14	0.85	1.13
可发酵还原物质总量	5.24	7.27	8.66	9.45
总可获得还原物质	8.16	11.03	12.98	13.60
可发酵还原物质占总可 获还原物质	64.2	63.9	66.7	69.1

图 1-3-36 表明,硫酸盐黑杉浆中多戊糖含量在蒸煮过程中下降很少,而亚硫酸盐浆中多戊糖含量下降很迅速,特别是在浆得率到达 52% 以后。

实验指出,在阔叶木的亚硫酸盐酸性药液蒸煮所得浆中,含有纤维素、聚葡萄糖甘露糖和聚甲基葡萄糖尾酸基木糖。而针叶木在相同药液中蒸煮所得浆中,其所含半纤维素

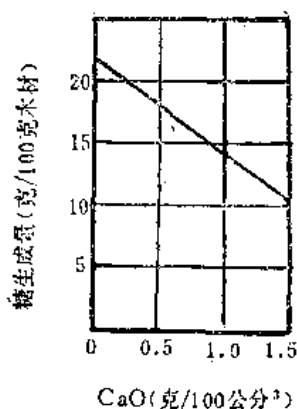


图 1-3-35 木材蒸煮液中 CaO 含量与生成糖量的关系

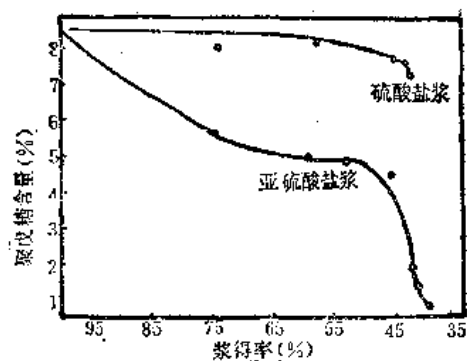


图 1-3-36 黑杉蒸煮浆得率与聚戊糖含量的关系

的组分结构与阔叶木相同，但含量各异。然而，在不同 pH 值的亚硫酸盐药液条件下，对针叶木（或阔叶木）进行蒸煮，即使树种相同，成浆的组分也是不同的。表 1-3-13 就是这一结论的根据。

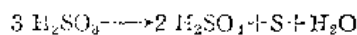
表 1-3-13 在不同 pH 值下蒸煮时成浆的分析结果
针 叶 树 (云杉)

<div> <div>(a) 纤维素</div> <div>(b) 聚 4-0-甲基葡萄糖尾酸阿拉伯糖木糖,</div> <div>(c) 聚半乳糖葡萄糖甘露糖,</div> <div>(d) 聚葡萄糖甘露糖,</div> <div>(e) 聚阿拉伯糖半乳糖</div> <div>(f) 果胶等</div> </div>					
酸性亚硫酸盐法浆	亚硫酸氢盐法浆	亚硫酸盐法浆	碱性亚硫酸盐法浆	亚硫酸盐烧碱法浆	预水解硫酸盐浆
pH = 1~6		pH = 8~11	pH = 11~12	pH = 12~14	
<div>(a) 纤维素</div> <div>(b) 聚 4-0-甲基葡萄糖尾酸木糖</div> <div>(c) 聚葡萄糖甘露糖</div> <div>(d) η 随 pH 增加而降低</div>		<div>(a) 纤维素</div> <div>(b) 聚 4-0-甲基葡萄糖尾酸阿拉伯糖木糖</div> <div>(c) 聚半乳糖葡萄糖甘露糖</div> <div>(d) 聚葡萄糖甘露糖</div> <div>(e) η 随 pH 增加而增加</div>		<div>(a) 纤维素</div> <div>(b) 聚阿拉伯糖木糖</div> <div>(c) 聚半乳糖葡萄糖甘露糖</div> <div>(d) 聚葡萄糖甘露糖</div> <div>(e) η 随 pH 增加而降低</div>	<div>(a) 纤维素</div> <div>(b) 聚木糖</div> <div>(c) 聚葡萄糖甘露糖</div>
		pH = 6~8 过渡情况			

由表可以看出：当 $\text{pH} \leq 6$ 时，阿拉伯糖，半乳糖等溶掉了；而 4-0-甲基葡萄糖尾酸的聚合物，在酸性条件下不易溶解；但到强碱性介质中，则它基本上全部溶下来了。

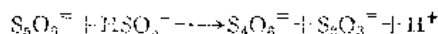
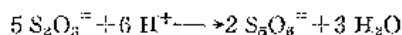
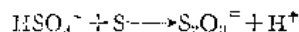
2. 纤维素的反应

1. 亚硫酸及亚硫酸氢盐的自动氧化还原



显然, 这种反应导致硫酸、硫酸盐、元素硫的生成。当有铁盐、铜盐、硫代硫酸盐、元素硫、硒等存在时, 更为严重, 尤其是硒的影响更大。这一反应的害处较大, 因为 H_2SO_4 的生成, 不仅无益的消耗了硫, 而且还将增加 H^+ 浓度, 从而使各方面的水解作用加剧。实验指出, 木素的磺化能力越低(缩合或已深度磺化之后的木素就会这样), 则阻止 H_2SO_4 生成的能力愈小, 特别是在有大量氧气存在下更是这样。因为木素的磺化能力低了, 不能较多的消耗 HSO_3^- , 于是 HSO_3^- 大量的积存起来, 给自动氧化还原反应提供了更大的可能性。因此, 适当的木素磺化能力的存在, 能阻止 SO_4^{2-} 的生成。基于这一理由, 工业生产中, 常在蒸煮后期进行抽液和注水。这样, 既可降低 HSO_3^- 的浓度, 且促成那些已适度磺化, 并可溶出的木素迅速溶出和移走, 以抑制 H_2SO_4 的生成。此外, 这一反应的生成还加速了有关设备的腐蚀。

2. 元素硫与 HSO_3^- 的反应



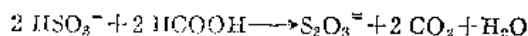
这一反应的生成物叫二硫磺酸和四硫磺酸。在蒸煮初期与末期, 元素硫的含量不大, 因而硫代硫酸盐和四硫磺酸盐量也小。参看表 1-3-14。

表 1-3-14

蒸煮过程中二硫磺酸与四硫磺酸的生成情况

不含硒的蒸煮酸					含硒的蒸煮酸				
蒸煮开始以后 (小时:分)	温 度 (°C)	折合成 SO_2 (克/升)			蒸煮开始以后 (小时:分)	温 度 (°C)	折合成 SO_2 (克/升)		
		$\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$	$\text{S}_4\text{O}_6^{2-}$	SO_4^{2-}			$\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$	$\text{S}_4\text{O}_6^{2-}$	SO_4^{2-}
0:00	20	0.016	1.914	0.434	0:00	20	0.112	1.560	1.360
5:30	116	0.064	1.440	0.537	6:30	116	0.128	1.700	—
7:30	116	—	—	—	8:10	120	0.175	1.750	1.920
11:30	142	0.080	1.700	0.667	10:45	146	0.256	1.880	2.320
13:45	147	0.164	2.060	0.896	12:45	146	0.282	2.960	2.820
蒸煮好取样		0.113	1.045	0.452	—	—	0.170	1.380	1.460

3. 蚁酸与 HSO_3^- 反应

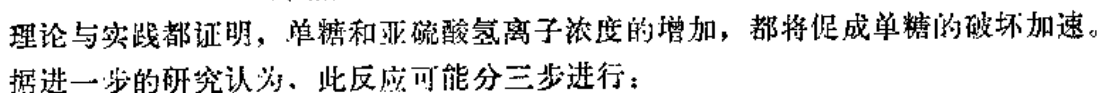


此蚁酸来自碳水化合物(单糖)的分解。生成的 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 又将促成 H_2SO_4 的生成, 进一步增加了 H^+ 的浓度, 也使水解作用加剧, 设备受腐蚀。

4. 单糖的生成与破坏

前面讲过, 在酸性和弱酸性条件下的亚硫酸盐蒸煮, 将有相当数量的半纤维素和纤维素, 因水解而转化为单糖(主要来自半纤维素)。而蒸煮时生成的单糖, 在废液中还随条件的改变, 又不断发生分解, 生成糖首酸、糖磺酸、糠醛、蚁酸、醋酸、 CO_2 、甲醇

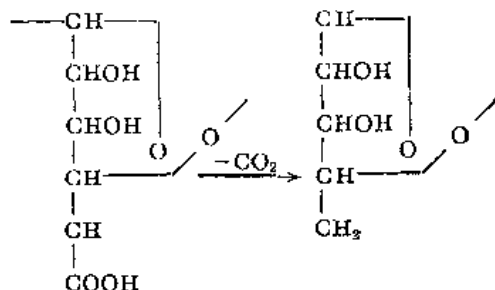
(1) 糖首酸：据研究，其反应式为：


$$2 \text{Cl}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{CHO} + 2 \text{HSO}_3^- \longrightarrow 2 \text{Cl}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{CH} \begin{matrix} \text{OH} \\ \text{SO}_3^- \end{matrix}$$
$$2\text{CH}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{CH} \begin{array}{l} \text{OH} \\ \text{SO}_3^- \end{array} + 2\text{HSO}_3^- \longrightarrow 2\text{CH}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{C} \begin{array}{l} \text{O} \\ \text{SO}_3^- \end{array} + \text{S}_2\text{O}_3^{2-} + 3\text{H}_2\text{O}$$
$$2 \text{CH}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{C} \begin{array}{l} \nearrow \text{O} \\ \searrow \text{SO}_3^- \end{array} + 2 \text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2 \text{CH}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{COOH} + 2 \text{SO}_3\text{H}^-$$

消耗于形成木素磺酸与糖磺酸的硫量，约占亚硫酸盐蒸煮耗硫总量的 36~60%。磺酸的组成尚不清楚。

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow CO_2 + H_2O$$

另外，糖尾酸脱 CO_2 也能放出 CO_2 。据测定， CO_2 剧烈生成的开始时刻，与糖曲线最高点相符。这就是说，此时分解最迅速。



192

蒸煮中生成的蚁酸能与亚硫酸氢离子作用（同糖性质相似）生成 CO_2 和 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 。此 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 将更加引起亚硫酸盐药液的破坏（情况已如前述）。废液中蚁酸的数量达 0.5 克/升，会显著地降低蒸煮液的稳定性，并突出地影响蒸煮结果。

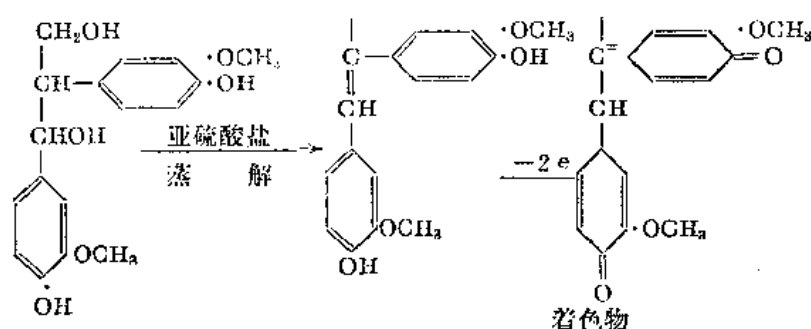
这些挥发性酸有一部分将随着放气而进入回收锅内。

醋酸和蚁酸是弱酸，它们不会与盐基起作用，而是游离存在于蒸煮液中，从而提高蒸煮液的有效酸度。

（5）甲醇：甲醇少部分来自木素中的甲氧基，大部分来自半纤维素的破坏。蒸煮松木时，每吨纸浆约可得 7 公斤甲醇（或相当于木素的 3%）。

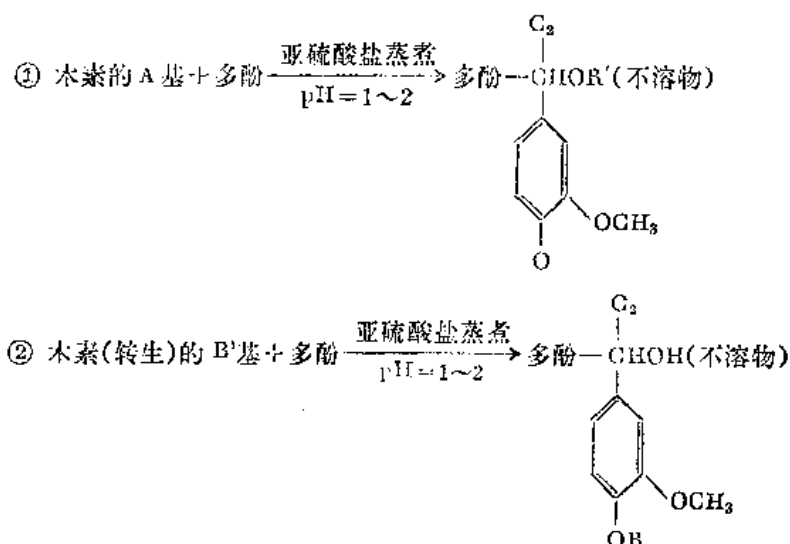
5. 木素着色物的生成

据研究，亚硫酸盐蒸煮中，木素可能经下述变化而变成着色物质，致使纸浆带色：



6. 多酚与木素生成不溶物

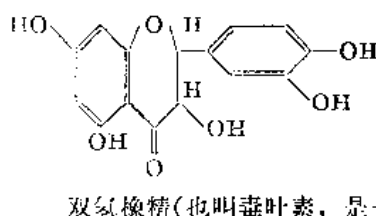
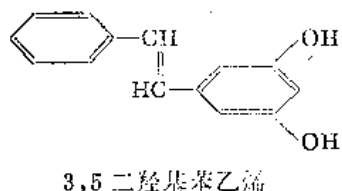
木材中所含的多酚类物质，种类繁多，主要包括单宁、黄酮、羟基均二苯代乙烯三大类。试验指出，多酚可以在酸性条件下，阻碍木素的溶出。据研究，反应主要发生在木素结构单元的 α 位上，其过程可能是：



试验还指出，大量的分子量较小的多酚，尤其能阻止木素的溶出。

例如：某些松木心材中，含有约 1% 以下的 3,5 二羟基苯乙烯（酚衍生物）及其甲醚。而在高温和低 pH 条件下进行亚硫酸盐蒸煮时，将与木素中的苯醇基缩合，使木素

不能溶解。而其间位羟基还可使蒸煮液凝聚分解，以及使 HSO_3^- 还原为 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 。而且，此新生成的硫代硫酸盐又再起催化作用，使得更多的亚硫酸盐分解为硫代硫酸盐和硫酸，从而破坏了药液，妨碍木素的溶出。



又例如：在花旗松和落叶松等木材中，常含有约 1~2% 的黄酮类物质——双氢橡精。据研究，其含量只要超过 0.2% 以上，便能阻止木素的溶出，并破坏蒸煮药液。原因是双氢橡精能在酸性条件下，被氧化成橡精(一种黄色素)，并使紫色发黄。同时，也使 HSO_3^- 还原为 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ ，而 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 又将促成 H_2SO_4 的生成，且腐蚀设备。

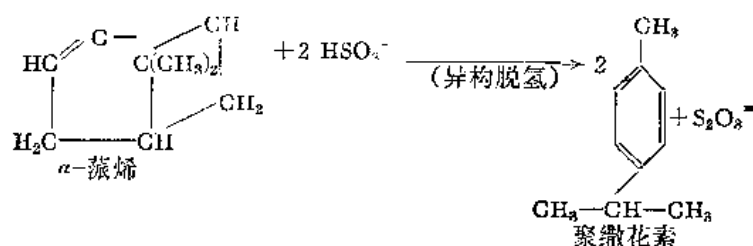
为了避免多酚的影响，有些用松属木材(含酚较多)生产高级浆的工厂，常采用 $\text{pH} > 4$ 和高盐基含量的药液初煮，再以 SO_2 水溶液终煮，以利木素溶出。

有人发现，将带皮的云杉在水上长期贮存，则形成一个阻碍蒸煮的外壳，这是树皮中酚类物质外移至木材的外层所造成。采用 Na 盐基或高游离 SO_2 药液，可以蒸煮这类木材。还发现这种松木的心材在 110°C 以下，经酸性亚硫酸盐溶液充分浸透，再用不超过 135°C 的最高温度蒸煮，则可以正常制浆。

另如，某些阔叶材中，某些抽提物可使纹孔口收缩，妨碍药液浸透，影响正常制浆。

7. 树脂的氧化反应

树脂中萜烯类化合物经氧化作用，可能产生聚萜花素(亚硫酸油)：



聚萜花素即对异丙基甲苯(或称对甲基异丙基苯)。此物为无色透明，而有芳香味的液体。熔点 -73.5°C ，沸点 $176\sim 177^\circ\text{C}$ ，不溶于水，能借催化剂的帮助，在较高温度及压力下氧化，可供作聚酯纤维的原料。

四、蒸煮过程中的主要参变数

(一) 纤维原料及其切片

这一因素的影响，首先是集中在对蒸煮过程中，浸透阶段的阻力大小上，情况前已述及。此外，原料的结构性质、含杂质和腐朽状况等对于磺化和溶出的速度也产生一定

作用，并使成浆的尘埃增加，颜色变深，从而造成漂白困难，甚至最终形成纸病。

(二) 温度

由于在整个蒸煮过程中，温度是不断改变的，所以应根据不同时期来研究其影响。

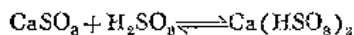
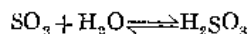
为了节省升温时间，入锅药液和料片的温度，都以较高为好；同时，使部分空气因受热而排出，也有利于浸透。

适当提高温度，可以加快脱木素的速度，缩短蒸煮时间，因为在蒸煮初期，适当提高温度有利于浸透。但对 $\text{pH} < 4$ 的蒸煮液，在料片未充分渗透前，不能超过临界温度（木片：约 120°C ；苇片：约 140°C ），否则木素缩合。 $\text{pH} > 4$ 的蒸煮液则不受限制。

在蒸煮后期（保温阶段），温度每增高 10°C ，脱木素速度约加快一倍。但与此同时，纤维与半纤维素的溶出速度也加大一倍，因而纸浆得率及强度都下降。试验指出，对于木材原料，在 $70 \sim 130^{\circ}\text{C}$ 之间，温度每升高 10°C ，纸浆得率降低 2.5%，而硬度却改变很少；温度在 $130 \sim 150^{\circ}\text{C}$ 之间，每升高 10°C ，纸浆得率降低 5~6%，木材消耗量增多 19%。图 1-3-37 表示在蒸煮云杉至木素脱除到 95% 时，温度对纸浆得率的影响。

应该指出下面几点：

(1) 用钙盐基蒸煮木浆时，如果初期温度过高，可能发生局部药液大量逸失 SO_2 现象，导致钙盐的沉淀。因为在蒸煮过程中， SO_2 以气体及溶解状态存在，并与亚硫酸、亚硫酸钙、亚硫酸氢钙形成下列化学平衡：



对于镁盐基药液，这种变化倾向也是存在的。不过，亚硫酸镁的溶解度，随温度上升而加大；而且，其溶解度也较钙盐基高，所以严重程度不大。至于钠、铵盐基药液，则因其盐基都是很易溶解的。所以，不存在沉淀问题。

通常，亚硫酸盐蒸煮使用的最高温度的范围是：

酸性亚硫酸盐蒸煮： $130 \sim 155^{\circ}\text{C}$

亚硫酸氢盐蒸煮： $140 \sim 170^{\circ}\text{C}$

中性亚硫酸盐蒸煮： $140 \sim 180^{\circ}\text{C}$

由于钙盐基药液游离酸很高，所以最高温度不能太高，否则半纤维素与纤维素损失太大。一般又都把蒸煮木浆时的最高温度，控制在 $140 \sim 150^{\circ}\text{C}$ 。即使是溶解度较大，缓冲性较好的镁盐基药液，虽然游离酸不高，对苇浆蒸煮，也只采用 $158^{\circ}\text{C} \sim 160^{\circ}\text{C}$ 的最高温度，其目的主要是保护纤维素和半纤维素。

(2) 在高盐基及高 pH 下，临界温度可以提高。但这对钙盐基工厂在操作上是现实的。因此，虽然可将其临界温度提高至 140°C 左右，但用者不多。

(三) 压力

在亚硫酸盐蒸煮中，当采用 $\text{pH} < 4.5$ 之蒸煮液时，锅内压力系由流体静压、水蒸

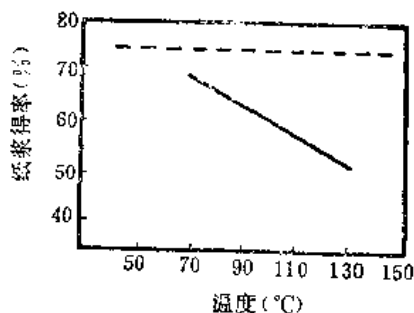


图 1-3-37 蒸煮云杉到脱除木素作用达 95% 时，温度对于实际纸浆得率（实线）和对于计算纸浆得率（虚线）的影响

汽和 SO_2 及其它气体压力所造成。所以，蒸煮压力与蒸煮温度不能套用水蒸汽的压力与温度之间的关系。同时，亚硫酸盐蒸煮的压力与温度之间的相互关系，也比碱法浆蒸煮时复杂。虽然如此，当用蒸汽来加大压力时，温度也必然增高的这一趋势是一致的。但在亚硫酸盐蒸煮中，这时的变更压力，不仅会影响蒸煮温度，而且要涉及 SO_2 分压及药液组成的改变。适当提高压力，有助于蒸煮初期药液的浸透，以及保证高温期有较高总酸进行蒸煮，以加快蒸煮过程。近来，有的工厂采用 $9.81 \sim 11.8 \times 10^5$ 牛顿/米² (10~12 大气压) 进行木浆蒸煮，而一般的压力数字是：木浆 $5.9 \sim 8.3 \times 10^5$ 牛顿/米² (6~8.5 公斤/厘米²)；苇浆与蔗渣 $5.9 \sim 6.4 \times 10^5$ 牛顿/米² (6~6.5 公斤/厘米²)。如果依靠蒸汽加压(而不用泵)，则过高的压力将带来过高的温度。这就会使纤维素和半纤维素遭受一定的破坏，降低了得率。当然，增加压力还应考虑锅皮强度限度。

必须注意，蒸煮锅中的压力，并非一定要靠通蒸汽的办法来形成，而可以借助药液输送泵来解决。在这种情况下，锅内的温度升高。

(四) 蒸煮液浓度与组成

这里的浓度一词，首先指总酸浓度，其次也指化合酸和游离酸浓度。改变药液浓度，对浸透、水解、磺化、缩合过程都有影响。在某一固定 G.A./F.A. 比值范围内，适

当提高浓度，将有利于浸透、水解、磺化和木素溶出的进行，从而有利于缩短蒸煮时间，增加细浆得率，降低纸浆硬度及渣率，改进纸浆品质。图 1-3-38 指出，在一定的 pH 值下，提高总 SO_2 ，木素的磺化和溶出效果都好。而且适当降低 pH 值，给木素造成一个较好的水解，继而磺化的条件，这种效果就更为显著。

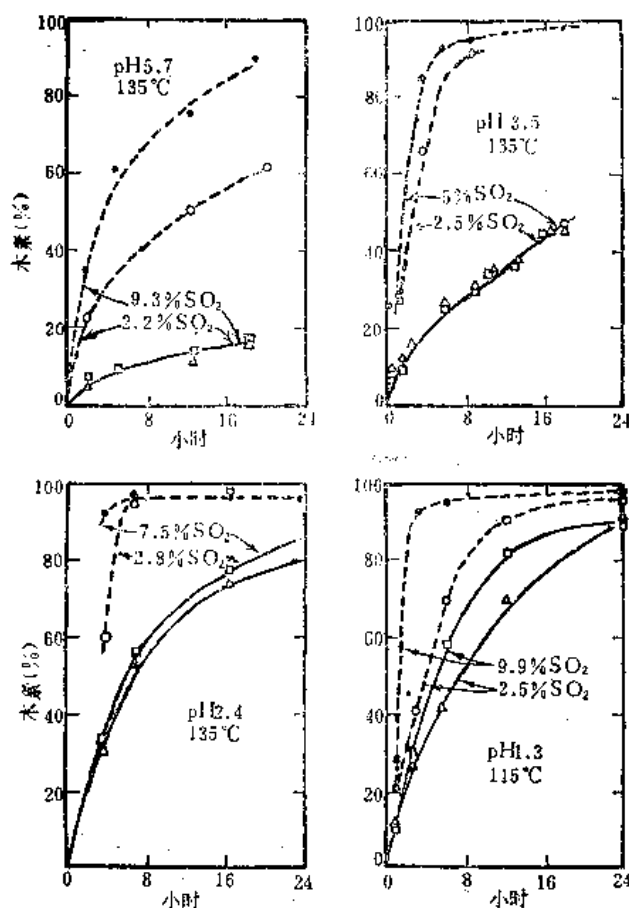


图 1-3-38 在不同 pH 下，总酸的变化，对木素磺化和溶解反应的影响
.....磺化 ——溶解

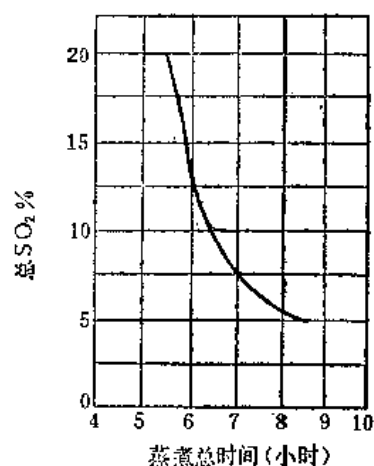


图 1-3-39 总酸对蒸煮总时间的影响(钙盐基)

图 1-3-39 还指出, 对木材, 用钙盐基进行蒸煮时, 总酸在 5~10% 范围内变化, 对缩短蒸煮时间的效果最显著。但过高的总酸, 则不仅造成经济上的浪费, 还可能给纸浆的质量带来不利影响。实践证明, 蒸煮时总残酸 (T. A.) 保持 1.0~1.7% 对质量有好处。

图 1-3-40 表明, 如果总酸一定, 适当增加化合酸, 有利于 SO_2 的稳定留存, 以及防止木素的缩合, 并保护纤维素与半纤维素, 从而增加细浆得率和白度, 降低纸浆硬度。但过高的化合酸, 却又可能造成游离酸过分下降, 木素水解不易, 以至使得磺化和溶出困难, 而延长蒸煮时间。甚至有可能造成 HSO_3^- 的大量自动氧化还原, 造成纤维素和半纤维素甚至糖类的大量水解。还要特别指出的是, 钙盐基蒸煮中, 化合酸的过度提

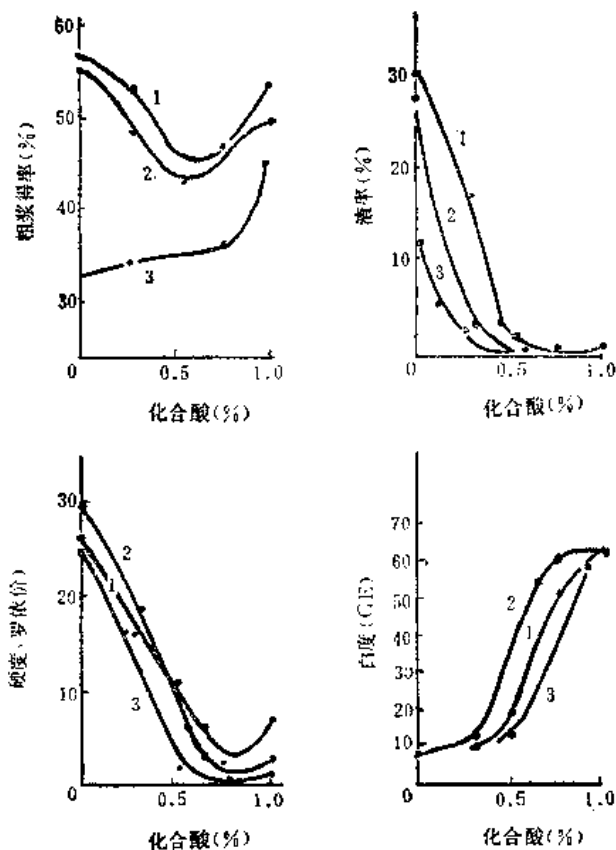


图 1-3-40 化合酸变化时木素的缩合状况
1—T. A. 3%, 150°C 2—T. A. 7%, 140°C 3—T. A. 7%, 150°C

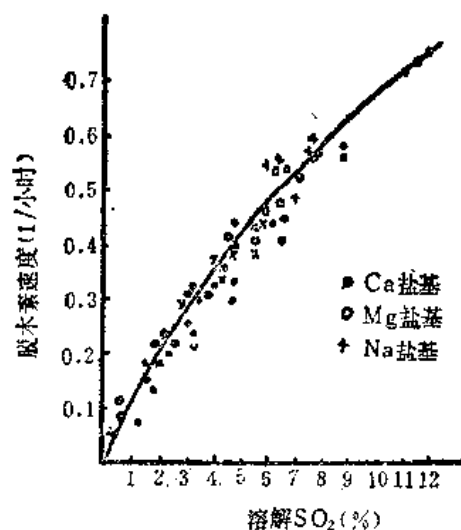


图 1-3-41 溶解 SO_2 与脱木素的关系 (在 130°C 时) (脱木素速度是指脱去 90% 木素需要的时间的倒数)

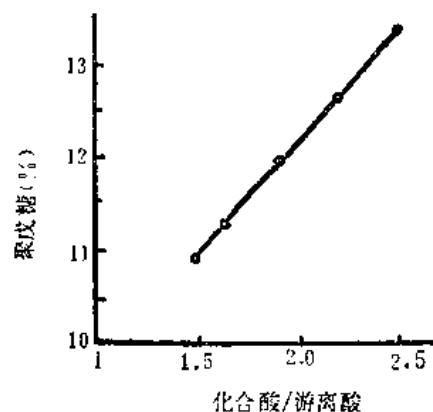


图 1-3-42 化合酸与游离酸的比值对聚戊糖含量的影响

高, 将促使盐基沉淀的倾向加大, 造成硫耗及纸浆灰分的增高。游离酸是蒸煮中的有效成分之一, 提高游离酸, 可以降低蒸煮温度或者缩短蒸煮时间, 也就能加快脱木素速度 (图 1-3-41)。但必须注意, 对木浆蒸煮, 甚至蒸煮终期也应让蒸煮液中留有 0.1% 以上的游离酸, 否则 $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ 转为 CaSO_3 而沉淀。而且, 已溶出木素的木片在终期将要

放出部分 SO_2 ，使纸浆颜色转深。还要特别注意，对于含半纤维素比较多的草类原料，如芦苇，在制造普通纸浆时，应努力避免过高的游离酸蒸煮，否则半纤维素将受到严重水解，使纸浆的多戊糖指标降低。图 1-3-42 表明，聚戊糖含量与 C. A./F. A 比值有近似直线关系。

在现行的普通亚硫酸盐蒸煮工艺中，药液的化学组成情况如表 1-3-15 所示。

表 1-3-15 蒸 煮 液 组 成

原 料	浆 种	盐 基	总 酸	化 合 酸	酸比 C.A/F.A
木 材	纸 浆	Ca	7~9%	1.0%	
	人造丝浆	Ca	9%	0.9%	
芦 苇	纸 浆	Mg	2.8~3.0%		2.5~3.0 2.9~3.1 (快煮)
蔗 渣	纸 浆	Mg	2.7~2.9%		2.1~2.4

(五) pH 值

pH 值的高低受药液组成和温度的影响。

在酸性亚硫酸盐蒸煮条件下，不仅可能造成木素的大量水解、缩合，从而影响其磺化和溶出。同时，将造成半纤维素，甚至纤维素的大量水解。如果这种水解并非象制造人造丝浆那样必要，就会降低纸浆得率和强度。所以，在亚硫酸盐浆蒸煮中，若想使浆中聚戊糖含量保持在 15~16% 以上，蒸煮末期，需使 pH 值稳定在 4 以上。

在中性亚硫酸盐蒸煮条件下，如果其它条件不变，把 pH 值提高而还想要达到同样的蒸煮效果，就得把蒸煮的保温时间延长。实验指出：pH 值 8.5 的药液，其蒸煮速率只有 pH 值 2.0 时的二十分之一。

在碱性亚硫酸盐作云杉蒸煮时，在一定范围内提高 pH 值，能提高成纸的耐破度、拉力、撕裂度以及耐折度。同时，即使 pH 值产生微小变化，对纸浆的物理性能也会产生很大影响。

如果改用其它原料，则因其碳水化合物的组成、比率及化学性能不同而有某些差异。不过，蒸煮阔叶木混合材(主要是指杨木、桦木及槭树等)的结果与上述结果相似。

至于 pH 值对木素磺化、溶出方面的具体影响，可以参看图 1-3-38。

图 1-3-43 表示的是化合 SO_2 与蒸煮药液中的 $[\text{H}^+]$ 和其它离子浓度之间的关系。

从图可见，化合 SO_2 增加， $[\text{H}^+]$ 急剧减少。另外当 $[\text{HSO}_3^-]$ 增加时， $[\text{H}^+]\cdot[\text{HSO}_3^-]$ 的减少比 $[\text{H}^+]$ 缓慢。因而增加化合 SO_2 浓度时，脱木素速度的降低，比碳水化合物溶出速度的降低要小。这正好就是提高 pH 值浆得率增加的原因。

但是，增加 pH 值可使脱木素速度减少。如果蒸煮时间一定，则必须提高蒸煮最高温度(一般蒸煮的最高温度为：酸性亚硫酸盐 140~150℃；亚硫酸氢盐 150~160℃；中性亚硫酸盐 150~180℃)。因此，化合 SO_2 浓度的增加，必然使浆得率上升，脱木素速度降低。这时，可以采用提高蒸煮最高温度来补救。然而，提高蒸煮最高温度，又会加

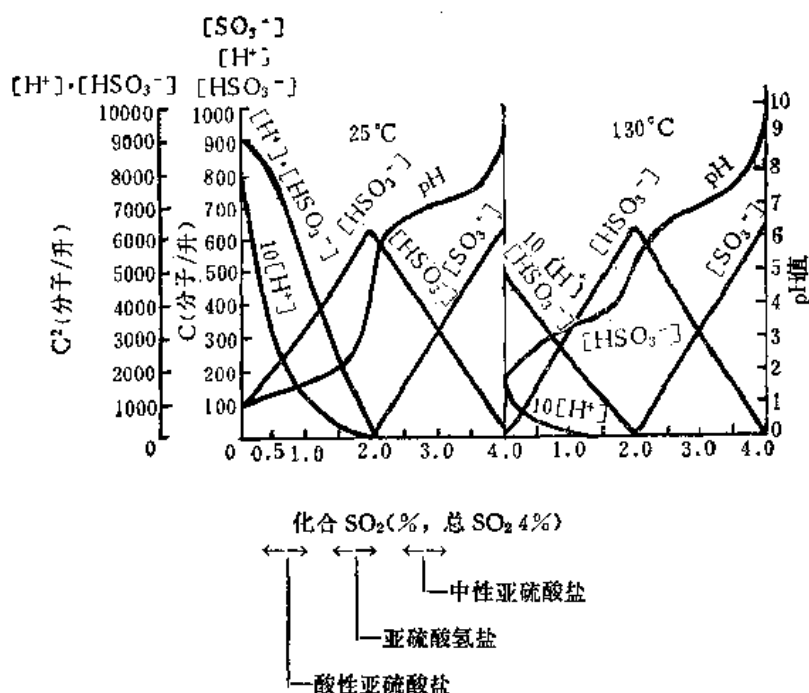


图 1-3-43 化合 SO_2 浓度和蒸煮液的离子浓度(C)的关系

剧碳水化合物水解，使浆得率降低。

必须指出，蒸煮最高温度之所以能够提高，是要以提高化合 SO_2 为基础的。否则，随便提高终温，纸浆得率将会大大下降。

值得注意的是：温度升高，水的离子(H^+ 、 OH^-)浓度将要改变。其变化可以从室温时的 1×10^{-7} 克离子/升($\text{pH}=7$)，上升到 200°C 时的 1×10^{-6} 克离子/升($\text{pH}=5.7$)，即大约增加了 10 倍。因此， 25°C 时 $\text{pH}=12$ 的 NaOH 溶液，在 200°C 时，将变为 $\text{pH}=9.39$ (硫酸盐法蒸煮液在没有加木片时，室温下的 $\text{pH} \approx 13.5$)。而当温度为 166°C 时，其 pH 值仅为 10 左右。蒸煮木片时，由于部分 OH^- 用于中和天然的或过程中产生的酸，实际的热 pH 值甚至更低。

亚硫酸盐蒸煮液的 pH 值，随温度的上升而提高，且各种盐基蒸煮液的 pH 值，随温度升高而增大的数值各不相同。据报导，不同盐基蒸煮液的 pH 值，随温度上升而增加的数值如下：

$\text{H} \text{---} \text{HSO}_3$	0.006 $\text{pH}/1^\circ\text{C}$
$\text{Mg} \text{---} (\text{HSO}_3)_2$	0.009 $\text{pH}/1^\circ\text{C}$
$\text{Ca} \text{---} (\text{HSO}_3)_2$	0.011 $\text{pH}/1^\circ\text{C}$
$\text{NH}_4 \text{---} \text{HSO}_3$	0.012 $\text{pH}/1^\circ\text{C}$
$\text{Na} \text{---} \text{HSO}_3$	0.016 $\text{pH}/1^\circ\text{C}$

当采用可溶性盐基时，可以在各种 pH 值条件下蒸煮。然而，在固定温度条件下，提高 pH 值，蒸煮速度降低。故在采用较高 pH 值药液时，蒸煮温度必须提高，否则不能保持原定的蒸煮速度。

利用热 pH 仪监视生产过程中 pH 值的变化，并用注入碱液的办法，将 pH 值控制

在任一需要范围。可以，而且已经成为制取高强度亚硫酸盐浆的关键。碱性亚硫酸盐蒸煮法的出现，就是一个具有意义的成果。

(六) 盐基品种及含量

在亚硫酸盐法制浆中，蒸煮液加用盐基的目的，首要的是减低反应区域的酸度，防止木素因过快水解而缩合。但它同时也抑制了纤维素和半纤维素的水解。

试验指出：当其它条件相同时，在 140°C 最高蒸煮温度测得的 pH 值，钠盐基比钙盐基为高。因此碳水化合物受到的水解降解作用也较轻，钠盐基蒸煮得率也比钙盐基的高。具体情况可看表 1-3-16。

表 1-3-16 同一条件下，因盐基不同而造成溶液 pH 值不同，给蒸煮带来的不同影响

	Na 盐 基	Ca 盐 基
得 率	54.5%	48.5%
江生-诺尔价(Johnsen Noll)	28.5%	32.8%
木素含量	1.8%	2.3%
平均聚合度	2300	2000

事实证明，可溶性盐基能加速木素磺酸的溶出，并能得到洁净、柔和、易漂的纸浆。所以，从质量角度来看，无论那种纤维原料，可溶性的钠、铵盐基效果都好，而易溶性的镁盐基较差，难溶性的钙盐基最差。可溶性盐基所以能加速木素磺化、溶出，据说并不是因 Na^+ 、 NH_4^+ 的活泼性，而是因为同一数量级的木素分子，当其与阳离子成盐时，所形成的一价阳离子的木素磺酸盐分子，较二价阳离子者小，从而易于润胀溶出，而且溶解度又较高的缘故。

镁盐的溶解度较钙盐者大十几倍到数十倍，温度越高，差别越大，故亚硫酸氢镁在高温下，虽然有可能转化成亚硫酸镁而放出 SO_2 ，但因亚硫酸镁溶解度随温度升高而加大，不至象钙盐那样产生沉淀。因此，镁盐基的缓冲作用较钙盐基更大。同时，镁盐溶解度高于钙盐，可提高酸液中化合酸比例而降低游离酸，以保护半纤维素和纤维素。而且，亚硫酸氢镁比较安定，温度升高也不易因分解而产生不溶性沉淀；因而，没有钙盐基沉淀被纸浆吸附难于洗出，以致使纸浆灰分增加，浆质粗硬的现象发生。

然而，由于氧化钙和石灰石的价格便宜、产量多，钙盐基还被少数工厂用于木材原料的蒸煮。草类原料则因其半纤维素含量较高，若用钙盐基进行蒸煮时，为保持盐基不发生沉淀，必须采用相当高的游离酸/化合酸(F.A./G.A.)比，就会使纸浆得率因半纤维素的过多破坏而大大降低，所以，不采用钙盐基蒸煮草类原料。

实践证明，在高盐基含量和高 pH 值情况下，可以提高原料的临界温度。但是盐基的加入并不是可以不受限制的，超过一定限度，它将直接妨碍木素磺酸的溶出，而且也直接给磺化过程造成影响。

(七) 液比

硫耗(或 SO_2)一定时，改变液比，药液浓度将起变化。如药液浓度一定，液比的改

变, 将直接造成耗硫(或 SO_2) 量的增减。但是, 不管怎样, 液比的加大, 总是有利于浸透均匀, 从而能使所煮纸浆质地均一。然而, 其他条件不变, 如药液浓度太低, 即使尽力加大液比, 仍有煮不成浆的危险; 若药液浓度很高, 则过分加大液比, 不仅浪费, 还给回收带来沉重负担, 若不回收, 则不仅浪费, 还将造成严重公害。而且在某些情况下, 还会造成对半纤维素及纤维素的严重破坏。如果液比太低, 有可能发生黑煮或红片。

在通常的亚硫酸盐蒸煮中, 液比一般如表 1-3-17。

表 1-3-17		常 用 的 液 比	
木 (钙盐基) 浆		人 造 丝 浆	1:5~6
		纸 用 浆	1:5.5
苇 浆		镁 盐 基	1:3~4
		钠 盐 基	1:3~4
草 浆		钠 盐 基	1:4~5

(八) 蒸煮时间

这一因素直接受药液浓度及组成、盐基品种、纤维原料种类、最高温度(压力)、pH 值、成浆品质要求等等的牵制, 因此, 有人常把它当做一个非独立变数看待。事实上, 在最高温度下, 不适当的延长蒸煮时间, 纸浆得率可能会大大下降, 而漂率却变化不大。而且严重时可能造成木素的树脂化和黑煮。相反, 必要时, 适当延长蒸煮时间, 却又可方便省事地补救因药液浓度、组成、温度(压力)、pH 值等不适当而造成的药液化学活性不足, 以促进木素的磺化和溶出, 避免生煮现象的发生。

通常, 溶解浆蒸煮时间为 12~14 小时; 易漂浆 8~9 小时; 而快速蒸煮则多在 6~8 小时。

有人认为, 若其它条件不变, 在采用不同温度和时间而制得了同一品质要求的纸浆时, 则在任何两次有效蒸煮时间和温度之间, 存在着一定的联系。基于这样一种认识, 提出了一个计算在任一确定蒸煮温度下的有效蒸煮时间的公式:

$$\frac{H}{H_s} = 1.9^{\frac{T_s - T}{10}} \quad (1-3-4)$$

式中 T_s ——给定的标准温度($^{\circ}\text{C}$);

T ——打算采取的温度($^{\circ}\text{C}$);

H_s —— T_s 温度下有效蒸煮时间(小时);

H ——在打算采取的温度(T)下需要的有效蒸煮时间(小时)。

于是, 可以通过实验的方法, 在找出某一温度下, 蒸煮某种品质纸浆所需要的有效蒸煮时间之后, 便可用此式算出在其它意欲选定的温度下的有效蒸煮时间来。例如, 从试验得知, 当 $T_s = 140^{\circ}\text{C}$ 及 $H_s = 3.65$ 小时的时候, 蒸煮效果很好。现在, 其他条件不变, 打算把温度改为 $T = 120^{\circ}\text{C}$, 那么相应需要的有效蒸煮时间 H 为:

$$H = H_s \cdot 1.9^{\frac{T_s - T}{10}} = 3.65 \times 1.9^{\frac{140 - 120}{10}} = 3.65 \times 1.9^2 = 13.2 \text{ 小时}$$

对于影响蒸煮过程的各个因素, 切不能机械看待。须知, 过高的蒸煮温度, 虽有可

能使纸浆得率下降,但采取低药液浓度,高pH值,短时间蒸煮等措施,又有可能将其挽救过来;而过高的药液浓度,虽有可能对纤维素,半纤维素造成严重损伤,但低压力,低温度,甚至如有必要时,采取提前回收和适当注水等等,也有可能把危险性减小。其他,诸如液比,盐基用量,循环泵开、停,操作方法的适当变动,都能对造成的影响,相互起到抵制或加剧的作用。

第四节 蒸 煮 技 术

一、蒸煮操作顺序

蒸煮操作一般包括:装锅与预处理,送液与药液循环,第一段通汽与保温,第二段通汽与药液回收,终点判定,放汽与放锅等,现以木片间歇蒸煮为例,依次叙述如下:

(一) 装锅与预处理

为了改善药液的浸透效果和增大装锅量,装锅前最好先将木片含水量调整到40~45%,并尽力使其保持均匀。为此,可在削片时或在输送木片的皮带上适当喷水。

为了充分排除木片中的空气,适当提高木片温度以改善蒸煮效果,可将木片先行汽蒸。但因锅外汽蒸需要增加设备,锅内汽蒸又将使作业周期加长,故多不采用,国内多数工厂则把汽蒸结合蒸汽装锅进行。

装锅方法很多,有自然装锅、空气装锅、机械装锅及蒸汽装锅等。但蒸汽装锅下述优点比较突出:

(1) 装锅量较自然装锅大30%,甚至40%。

(2) 提高木片温度,并使木片内的空气受热膨胀而部分排除,从而缩短了浸透和升温时间。

(3) 木片中部分树脂受热挥发,并随空气排除,既改进浸透效果,也减轻树脂障碍。

(4) 木片在锅内能较均匀地布撒,利于均匀蒸煮。

蒸汽装锅设备,我国多采用史文生装锅器,其构造可参见碱法制浆一章中图1-2-36所示。

在避免木素缩合、返汽现象和树脂熔出堵塞毛孔妨碍浸透的前提下,提高装锅蒸汽的压力和温度,能更好地突出蒸汽装锅器的上述优点。目前国内采用的蒸汽参数是压力 4.9×10^5 牛顿/米²(5.0公斤/厘米²);温度180~185°C。但是,木片的水分和比重、规格和均整度、锅内下落速度和均匀性、排风效率等,都对装锅效果发生影响。

国内、外曾有在通汽装锅后,立即采用连续通汽、排汽,进一步驱除木片内的空气,缩短升温时间和保证均匀蒸煮的所谓气相变压法:装料后,向锅内通汽升压至 2.94×10^5 牛顿/米²(3公斤/厘米²),突然放汽降压,如此反复数次,才向锅内送液。不过实践指出,由于汽温常达130°C左右,这种处理难以煮出软浆。

国内外还有在装锅后,用抽气的方法对锅内进行真空处理,和向锅内送入SO₂气体这两种办法来排除木片中空气的。但对搪砖蒸锅,为避免产生落砖现象,多未采用。

由于苇片、蔗渣等组织疏松,容易被药液浸透,除用通汽压罐的办法来增大装锅量

外，装锅时不须任何预处理。

（二）送液

在采用 pH 1~3 的药液蒸煮时，由于药液含有大量溶解 SO_2 ，故应使其由锅体下部泵入，使送液初期药液中逸出的 SO_2 气体，能被木片吸收。然后，让锅内的气体由锅的上部排出室外。但在送液接近终了时，锅上部排出之气体中， SO_2 气体浓度渐大，须将其导入气体回收系统，以保证安全，并降低硫的损失。

而在采用 pH > 4.5 的药液蒸煮木片或苇片时，由于药液中不含溶解 SO_2 ，可以将其由锅的上部送入。对于苇片，锅上部送液还可适当增加装锅量，而且，还可以采用定量送液，同时，也不一定送满。

有些木浆厂，常在送液时，用泵将锅压加到 4.9×10^5 牛顿/米² (5 公斤/厘米²)，使送液量增加约 3~4%。瑞典首创将液压加大到 $4.4 \sim 4.9 \times 10^5$ 牛顿/米² (4.5~5 公斤/厘米²)，然后急速从锅上部排液，使液压降至 $1.96 \sim 2.45 \times 10^5$ 牛顿/米² (2~2.5 公斤/厘米²) 左右。如此反复数次，能促成药液对纹孔膜的破坏，利于浸透加速。这种所谓液相变压的方法，如果使用得当，可使粗浆得率提高 2~3%，浆的物理强度增加，紫色也较白，并能减少 CaSO_4 沉淀。但对总蒸煮时间却无明显影响。

在蒸煮苇片时，有的工厂为防止装罐时压罐汽温过高，造成木素缩合，规定由总送液量中抽出 5~10 米³，于装罐前先送入锅中。

（三）第一段升温

第一段升温最好采用间接通汽，借助加热器使药液升温，以免药液稀释。在采用 pH 1~3 的药液蒸煮时，由于它含有大量溶解 SO_2 ，锅压容易升至最高压力，为不致超压，必须进行细微而连续的小放汽。此时，放出的气体中，含有大量 SO_2 及药液，应送入回收锅进行回收。在采用 pH > 4.5 的药液蒸煮时，虽药液中没有溶解 SO_2 ，但因锅内有空气存在，也使锅压容易上升、超压，所以也需进行小放汽，以使空气排出，并消除假压。由于小放汽，锅内药液将会上升，称为“液上”。这种“液上”作用，将使锅上部堆存的木片，同样受到药液的浸渍，有助于实现均匀蒸煮。

（四）第一段保温

当采用 pH 1~3 的药液蒸煮木片时，为促进药液充分浸透木片，和锅内液温比较均匀，并使木片较好地磺化，常在 110°C 上下，停汽保温一段时间。但如采用过前述的汽蒸、气相或液相变压等办法，改善了药液的浸透效果，这段保温时间可以适当缩短。

当采用 pH > 4.5 的药液进行蒸煮时，由于木素缩合危险减弱，没有采取这段保温的必要。

（五）第二段通汽与药液回收

如果药液的浸透和木素的磺化效果良好，第二段升温可以加速进行。

木浆厂常在 130°C 以前，把为促进浸透和磺化作用而多加的过剩药液回收回来。而苇浆厂则在 145°C 以前回收完毕。回收的方法是将这部分药液，移到专设的回收锅内，所以这步操作称为移液。但在有三、四个蒸煮锅以上的工厂，经过周密安排，可将这部分药液直接转送到另一个正在需要送液的锅中，这一操作常称为转注；但需调度安排得当，目前多已不用。对于采用定量送液蒸煮，由于没有过剩药液，也就无回收可言。

了。国内蒸煮漂白木浆的回收量，曾有高达总送液量 40% 的记录。但目前多在 15~20% 以下。苇浆蒸煮时回收量也大致如此。

回收药液有利于下一锅的升温 and 降低纸浆硫耗和汽耗，并可减少蒸煮第二阶段中锅内的盐基量，从而促进木素溶出，使糖类水解量相应增加，利于废液的综合利用。此外，移出药液中所含弱磺化能力的木素，能适当抑制 HSO_3^- 的自动氧化还原作用。对于溶解浆的生产，为了降低浆的粘度，大量移液更是必不可少的。

(六) 蒸煮终点的判定

终点的判定极为重要，错判了终点，会严重影响浆的产量和质量，甚至造成废品。过去，实际生产中判定终点常用的方法有：(1) 比较本锅和上锅蒸煮液颜色；(2) 分析锅中蒸煮液总酸及化合酸的浓度；(3) 比较本锅与上锅的生产记录；(4) 嗅锅中蒸煮液气味等。现在，则可借电子计算机指挥各种仪表自动进行。

(七) 放汽与放锅

到达蒸煮终点后，锅压仍高，锅内残液还含有一定量的 SO_2 ，所以放锅前要先进行大放汽，以降低锅压并回收沸腾液体中释放出来的热和 SO_2 。放汽时间的长短，应按浆种、锅容等决定。放出的 SO_2 及水蒸汽，送入冷却回收系统，再让药液吸收。

大放汽完毕即可放锅。放锅压力过高，会影响浆的质量，并增加热和硫的损失；放锅压力过低，则将延长大放汽和放锅时间。放锅方法有喷放及洗放两种，洗放法是向在大放汽后达到常压或很低压力下的锅中注入温水，把浆料洗放到料池内，此法放锅时间较长，但浆的尘埃度较小，国外蒸煮高级浆时常用。我国则都用喷放法，在 $2.45 \sim 2.94 \times 10^5$ 牛顿/米² (2.5~3.0 公斤/厘米² 表压) 下，打开放料门，借锅中压力把浆料喷出。此法放锅快，但尘埃度较大。目前国内 200 米³ 蒸煮锅，在 2.45×10^5 牛顿/米² (2.5 公斤/厘米² 表压) 下，10 分钟左右即可放完。

(八) 技术操作的改进

除上述基本操作之外，还改进和发展了一些其他操作。如：

1. 气相蒸煮

当木片被所需药液充分浸透之后，尽力移走剩余药液，必要时还可注入适量液体 SO_2 进行气相蒸煮，可以制得比普通蒸煮所得浆料机械强度还高的浆料。而且未蒸解分也不超过普通蒸煮的比例范围。同时，还有希望得到高浓度废液，利于废液回收。但 (1) 宜采用高总酸蒸煮，为此宜采用可溶性盐基，以使 T.A. 达到 6.8~8.0%；(2) 宜在蒸煮后期适当注入 90°C 左右热水，帮助木素的溶出。

2. 后期注水

回收药液后，锅内液面降低，循环量不足，为维持锅内一定液面和降低化合酸浓度，以增加木素磷酸盐的润胀及溶出，可向锅内注入 90°C 左右热水。注水量与装锅密度、木片水分、回收量、注水温度等有关。

蒸煮后期大量使用直接汽，也有后期注水的效果。

二、蒸煮工艺技术条件的制定

合理的工艺技术条件，应该符合多、快、好、省的要求。要做到这一点，必须从调

查研究入手,对产品质量要求,纤维原料特征,化学药品性能,原材料购运条件及供应价格,机械设备状况,其它辅助部门(主要是水、电、汽)特点,以及前后各有关生产工序等环节,进行全面了解、掌握,结合从试验和正式生产过程中总结出来的各种影响规律,在全面分析、比较的基础上,进行制订并在试用中不断修改,使之更加完善。

下面以苇浆蒸煮工艺技术条件的制定为例,重点介绍一般需要考虑的问题。至于其他原料,则仅简介其结构特点和具体条件范围。

(一) 亚硫酸盐草浆的蒸煮

1. 苇浆

(1) 蒸煮特点:芦苇属茎干纤维类,与木材相比,其结构疏松,半纤维素含量高,木素少,纤维细短。作为造纸用浆的制造,蒸煮工艺条件应适于保存更多的半纤维素,借以增加纸浆得率,促进打浆和提高成纸物理强度,弥补纤维短小的不足。

为了保留更多的半纤维素,需要降低蒸煮液的酸度,应加入更多的盐基以提高蒸煮液的 pH 值。钙盐基无法满足这一要求,因其溶解度小,加得过多将发生沉淀,须用易溶或可溶性盐基。钠盐基价格较贵,若不回收,不仅增加成本,且污染环境。铵盐基价格也不便宜,唯因其蒸煮废液可直接做为农田肥料,且肥效较普通化肥更高,故采用者日渐增多。在我国,镁盐基有大量蕴藏和出产,价格较低,是一个可供使用的优良原料。

镁的亚硫酸盐溶解度远高于钙,它除生成亚硫酸氢镁外,还可以有一部分游离的亚硫酸镁存在于药液中。如氧化镁加量过多,即使发生部分沉淀,在实际蒸煮过程中的高温下,仍能继续溶解,使蒸煮后期蒸煮液的 pH 值得到一定控制。钙盐蒸煮表明,末期 pH 值一般应控制在 2 左右,否则将会发生沉淀,而镁盐基蒸煮末期 pH 值却可以控制在 4 以上,因而镁盐能满足苇浆亚硫酸盐蒸煮的要求。

(2) 蒸煮条件:

① 总酸:多使用 3.0~3.8%。在快速蒸煮中,则多提高至 4.0% 左右。提高总酸可以缩短蒸煮时间。在酸比不变情况下,提高总酸,浆的得率及聚戊糖含量都有上升的趋势。这可能是由于盐基相对增加,减缓了蒸煮后期纤维素和半纤维素水解的缘故。同时,粗浆漂率也因总酸提高而稍降,但药品消耗却有所增加。

② 酸比:G.A./F.A. 一般取 1.5~3.0。提高酸比,蒸煮总时间将延长,但聚戊糖含量增高,纸浆得率及硬度也随之增加。

③ 液比:一般使用 3.4~3.6:1。液比大时,蒸煮时间较长,多消耗蒸汽,但过小容易使苇片与药液接触不匀,锅内温度不匀,导致生、红苇片的产生。

④ 最高温度与最高压力:一般使用 158~165°C 和 $5.9\sim6.4\times10^5$ 牛顿/米²(6.0~6.5 公斤/厘米²)。提高最高温度,反应可以加速,蒸煮时间缩短,但对纤维素及半纤维素的破坏增加,汽耗量加大。

⑤ 移液转注条件:宜在靠近 145°C 以前完毕,因 145°C 以前木素正在大量磺化,需要足够的药液保证。而 145°C 以后,木素进入大量溶出阶段,故可将药液抽出。抽出量最高可达 45%。

⑥ pH 值:蒸煮开始时为 5~6,终了时为 4~4.2。

⑦ 蒸煮时间:虽不是一个独立参数,但蒸煮时间的长短,直接影响产量,所以仍

需给予重视。

关于缩短全蒸煮时间，究竟是应该缩短通汽时间还是保温时间的问题，已由试验室和大生产证明，只要能保证升温基本均匀，则应首先考虑加快升温速度，缩短升温时间，而不应首先缩短保温时间。因为苇片的浸透和磺化都很快；而且，亚硫酸镁盐药液的pH值高，加快升温速度，不会引起木素缩合而导致磺化不良。由于是高化合酸蒸煮，在蒸煮后期，木素溶出速度较慢，如果将保温时间过分缩短，苇浆漂率势必增高，浆渣量加大。

因此，要想在最短蒸煮时间内得到漂率低、粗渣少的苇浆，应尽可能在保证温度均匀的情况下快速升温，而给保温以必要的时间。

2. 蔗渣浆

(1) 原料特点：蔗渣具有普通草类纤维原料的一般特性。例如：在纤维组织中，柔软细胞较多，纤维细短，木素含量较低，聚戊糖含量较高等。但也具有与一般草类造纸原料不同的特殊性。例如：含有吸水性特强的髓细胞，并有部分参差分布于皮层纤维之间，与管状细胞相结合。故蔗渣皮层纤维较稻草、芦苇等更为疏松。一般蔗渣中，皮层纤维约占55%，髓细胞约占25%，维管束约占20%左右，其中髓细胞缺乏交织能力，需在备料时除去。

(2) 蒸煮条件：

① 纸用浆(镁盐基)：

项 目	1	2
总酸(%)	2.7~2.9	2.0
酸比C-A/E-A	2.1~2.4	1.87~2.0
最高压力(公斤/厘米 ²)	6.3	6.0
最高温度(°C)	160	160
升温及保温时间(时:分)	4:30	4:30~5:20
粗浆漂率(%)	10~14	
粗浆得率(%)		52~55%

试验研究证明：蔗渣宜以低总酸和高化合酸进行蒸煮。由于总酸浓度低，化合酸对游离酸之比高，所以蔗渣不需长时间浸透。研究还证明：亚硫酸镁法蔗渣纸浆的 α -纤维素含量很高，而聚戊糖含量很低。但是蔗渣滤水性能不好，为保持锅内药液正常循环，最好混合20%左右芒杆进行蒸煮，或者试选它种原料来配合。

② 人丝浆(镁盐基)：进行后期移液加酸的蒸煮。

项 目	前 期	后 期
总酸(%)	3.0	4.0
E-A/T-A(%)	33~35	80以上
液比	1:10	1:10
最高温度(°C)	160	150

注：这是中间工厂的实验条件。

操作说明：以尽快速度，由 70℃ 升温到 160℃。不保温，立即放气，并移出锅中母液 60~70%。然后装入等量新配的 5% 浓度的 SO₂ 水溶液(其 F.A/T.A 在 90% 以上)，再以尽快速度升温至 150℃，并在 150℃ 保持大约 1.5 小时，即达终点。然后，再经过精制，即得成品，能初步符合化学指标要求。

(二) 亚硫酸盐木浆的蒸煮

仅介绍钙盐基蒸煮，可溶性盐基蒸煮将在本章第四节中介绍。

1. 白松木浆

(1) 操作特点：这里所谓白松，实际上包括鱼鳞松、沙松和臭松。使用时，不计比例，混合蒸煮。

解放后，我国在亚硫酸盐木浆蒸煮方面，也取得很大成绩，生产上不断出现新记录，仅蒸煮时间一项，就比解放前缩短了一半以上。这些成绩主要是从技术设备上，采取下述一些措施取得的：

① 在缩短非生产时间方面，主要有：

a. 提高装锅汽压，以缩短装料时间；b. 改一台泵送液为两台泵同时送液；c. 扩大蒸锅盖上的放压管，并加大放压管路上的篦子；d. 提高放锅压力，放锅时上面不给水，放锅与大放汽部分重合。

② 在缩短蒸煮时间和改变工艺条件等方面主要有：

a. 缩短木片长度；b. 提高总酸，在避免木素缩合的条件下强力升温；c. 调整木片水分，以控制送液量，稳定回收系统的药液组成；d. 提高入锅药液温度，送液管道上通汽，送液与升温重叠进行；e. 送液加压；f. 加快升温。

(2) 蒸煮条件：

① 纸用浆：

原料：100% 白松(或混用 15~25% 杨木)；总酸：8%；化合酸(钙基)：1.2%；最高温度：145~148℃；最高压力：7.0~8.5 公斤/厘米²；药液回收温度：110~120℃；蒸煮总时间：7.30~8.00 小时。其中：装锅 0.45~1.00；送液 0.30；一次升温 1:10；一次保温 1:00 (110℃ 下)；二次升温 1:40~2:00；二次保温 1:40~2:00；大放汽 0:30~1:00；放锅 0:30。

② 精制浆(即溶解浆)：

a. 蒸煮特点

精制浆的生产，要求蒸煮均匀，并尽量多除去一些木素和半纤维素，以提高 α-纤维素含量。此外，还要求成浆具有稍低的粘度，以增大其溶解时的化学活性。因此，蒸煮过程中，需要规格较短、合格率较高的木片，较浓的蒸煮液，较长的蒸煮时间，适当的蒸煮最高温度，及配用前一锅的回收液。

b. 工艺条件

原料：100% 白松；总酸：6.5~7.0%；化合酸(钙盐)：1.1~1.2%；最高温度 142℃；最高压力：6.5 公斤/厘米²；药液回收温度：110~120℃；蒸煮总时间：10:00~12:00；其中：装锅 0:40；一次升温 3:00；一次保温 2:00；二次升温 4:00；二次保温 1:20；放气 1:00；放锅 0:20。成浆漂率：6~10%。

2. 马尾松

(1) 原料特点: ① 树脂含量高; ② 密度较大; 单位米³ 锅容积的装锅量大; ③ 边材与云杉有着极近似的特点; ④ 临界点比白松稍高, 几乎可以用云杉的钙盐基药液的蒸煮规程来蒸煮, 但化合酸含量应稍高。而其心材同其它松木一样, 较难煮透。

(2) 蒸煮条件: 可参照前述白松钙盐基蒸煮条件, 并注意化合酸应稍稍提高。

三、蒸煮车间主要设备及耐腐蚀材料

(一) 蒸煮锅

我国所用亚硫酸盐蒸煮锅多为固定立式, 容积多在 110~220 米³ 范围之内, 承压范围则在 $6.4 \sim 7.85 \times 10^5$ 牛顿/米² ($6.5 \sim 8$ 公斤/厘米²) (表压)。但也有少数工厂采用 40 米³ 以下锅容的固定立锅, 或用普通蒸球进行碱性亚硫酸盐(钠、铵)法生产的。而在国外, 锅容已大至 400 米³, 承压范围也增至 $9.8 \sim 11.8 \times 10^5$ 牛顿/米² ($10 \sim 12$ 公斤/厘米²)。表 1-3-18 是一些大、中型蒸煮锅的规格。

表 1-3-18

大、中型亚硫酸盐蒸煮锅的主要规格

蒸 煮 锅 主 要 尺 寸		衬里(耐酸砖层)	容 积	容 量	蒸 煮 液	木 材
直 径 (米)	高 (米)	厚度(毫米)	(米 ³)	(产浆吨)	(米 ³)	(米 ³)
4.3	14.6	230	140	10	77	43
5.0	16.5	255	213	15	135	66
5.2	17.0	255	254	18	160	80
5.3	21.0	255	326	21	197	96

用于酸性范围蒸煮的旧式蒸煮锅, 从前都是内衬双层耐酸瓷砖, 以防药液腐蚀锅皮。后来, 改用经合成树脂预浸的碳砖代替面砖, 并以合成树脂勾缝防腐。新式固定立锅的防腐衬里则多采用含铬、镍、锰、钛为主的奥氏体不锈钢板, 如 832 SN 或 AISI 316 Ti 等。厚度约 4 毫米。近来, 国外一些亚硫酸盐浆厂, 甚至完全采用耐酸不锈钢制做锅体。其优点是: 使用寿命长, 维修费用低, 与耐酸瓷砖衬里相比, 能承受快速升、降压力的冲击, 没有塌砖危险, 还能节约衬里材料所占空间。但因投资较大, 国内尚未采用。至于用于碱性范围蒸煮的蒸煮锅, 则多不衬里。

当采用耐酸砖衬里时, 应先将锅皮除锈、打光, 再涂以稀胶泥, 待稀胶泥干后, 由下而上进行搪砖。背砖厚约 30 毫米, 面砖厚在 30~60 毫米范围。搪砖后再自上而下地用合成树脂勾缝, 然后维持锅内温度在 25~30℃, 缓慢干燥。继而加入药液进行空煮。空煮时温度与压力均须缓慢上升, 以免砖层破裂, 并促使耐酸胶泥固定。耐酸胶泥可用耐酸灰与水玻璃调制。使用含氧化铝耐酸灰时, 空煮后还需经多次加料慢煮, 待耐酸胶泥充分固定, 才能转入正常蒸煮。而使用含氟矽化钠的耐酸灰时, 由于它有自固性质, 经约十锅慢煮后, 即可转入正常生产。

而当采用耐酸不锈钢衬里时, 应先将衬里钢板, 按锅皮被复盖部位的几何形状, 及金属加工工艺要求压制成型。然后用焊接方法焊制复合, 经 X 射线仪检查和水压试验合

格后，还要对内壁进行钝化处理，才可投入使用。

必须注意，铬、镍、钼奥氏体不锈钢有很强的耐腐蚀性，在氧化性介质中，其钝化膜不易破坏，但在非氧化性介质，尤其是在盐酸、硫酸等非氧化性的酸性介质中，其钝化膜却极易毁损。因而长期复盖沉淀物，钝化膜将变黑腐蚀。

还应指出：蒸煮浆料越软，最高压力越高，则放锅废液中 SO_4^{2-} 离子浓度也越大，钝化膜越容易被破坏。此外，当用钙盐基药液生产桦木人造丝浆时，由于 SO_4^{2-} 含量高至 0.113~0.275%，且桦木中乙酰基含量较高，而产生有机酸较多，也容易使钝化膜被破坏。

复合壁钝化膜的保护是十分重要的。常用的保养办法是：

(1) 做好计划，防止放锅后长时间的待料、待煮。

(2) 停机少于 24 小时，应打开锅盖；多于 24 小时，应向锅内注满清水。

(3) 大放汽后不能长期闷锅，不能往锅内注水。

(4) 放锅后用温水将内壁洗净，上球部要用高压喷水管冲刷 5~8 分钟。

(5) 放锅前锅内残总酸应高于 0.2%， SO_3 应不大于 0.15%，氯化物应不大于 100 毫克/升。

(6) 吊装、安装时不许碰伤复合层。

复合壁的维修要点如下：发现微小成片点腐蚀，要认真用风动布轮抛光，涂上酸洗膏，稍停片刻后用水洗掉擦干，再涂上钝化膏钝化 1.5~2.0 小时，然后用清水洗净。

酸洗膏配方：盐酸 40 毫升，硝酸 150 毫升，水 300 毫升，滑石粉 500 克，淀粉 150 克。

钝化膏配方：硝酸 150 毫升，水 350 毫升，重铬酸钾 20 克，滑石粉 600 克，淀粉 200 克。

(二) 酸液循环装置

为了保证蒸煮均匀，必须给蒸煮锅设置强制循环系统。通常多采用将药液从锅体中下部或中部抽出，经循环泵和加热器，再分路返回锅体上部和下部的方式。如图 1-3-44 所示。

循环泵的能力，以能保证在 1 小时内，使药液循环 5~6 次为宜。通常都选用大流量、低扬程的双吸离心耐酸泵。

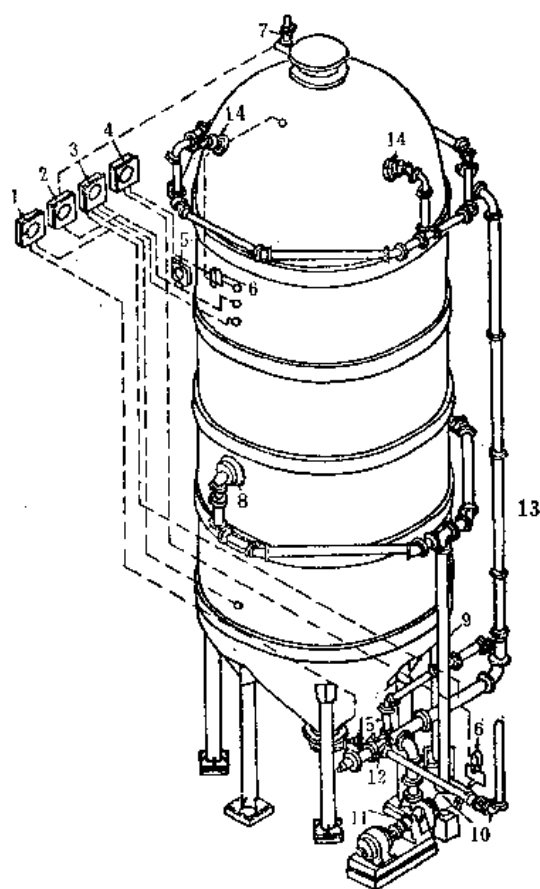


图 1-3-44 蒸煮器及其循环系统

1—蒸煮器时间周期温度控制器 2—蒸煮器时间周期压力控制器 3—蒸煮器压力与温度记录器 4—蒸煮器蒸汽流量与液位记录器 5—压力转换器 6—转换器 7—蒸煮器顶部排气阀 8—吸液管 9—吸液下降管 10—陶质分离器 11—循环泵 12—加热器 13—回至顶部管路 14—圆顶部（循环药液）入口配件 15—回至底部管路

(三) 加热装置

锅内物料可以通汽直接加热，也可通过加热器间接加热物料。

加热器的形式很多，目前用得最广的是板式加热器，其次是列管加热器和套管加热器等。

常用的板式加热器从外形上看，有圆柱形和方柱形两种。其结构与工作情况如下：在一很长的柱形外壳中，装入很多根薄壁扁管，或者说是装入很多个上下开口的中国信封式的薄壁管；然后，让酸液从管中通过，而加热蒸汽从相邻管造成的间隙中通过。由于扁管很扁，而壁又很薄，相邻扁管之间的间距又很小，当汽、液两种物质进入其中后，便被管壁分隔成相互间隔的薄带，加上流体速度很高，流程较长，所以传热效果很好。其传热效率较之一般的列管式或套管式等热交换器要高出2~3倍。

不过，出于对强度的考虑，扁管壁常被压制成波形，且外侧还压制有泡状突起；然后，让它们的突出处互相接触支承，并最后用点焊将接触处焊牢，借以提高扁管壁板的工作强度。

为了避免结钙，每锅蒸煮完放料后，应向药液流经的管路内泵入温水，进行冲刷。而且，运行一定时期之后，还应让汽、液两相的通路互换，借蒸汽对原药液流经的通路进行冲洗，以确保传热效率。为此板式加热器的进出口设计，应充分注意这种交换的可能性。

至于上述几种加热器的结构图，则如图1-3-45、图1-3-46及图1-3-47所示。

无论使用哪种加热器，其加热面积都应足够。当使用套管加热器时，对每米³蒸煮锅锅容最好设置0.3~0.4米²的加热面积。列管式可稍小。板式则可取此数的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}$ 。

药液在加热器管内的流速，一般不应低于2.5米/秒。

为了避免或减少加热器的结钙，常宜采取下列措施：

- (1) 原酸应澄清过滤；
- (2) 控制加热蒸汽温度在200℃以下；
- (3) 当升温达130℃以后，多用直接加热，少用间接加热；
- (4) 停止循环时，用高压温水冲洗循环加热系统；
- (5) 如用板式加热器，可定期交换汽、液两相通路。

国外经验指出：采用液相变压浸透，排出木片中的空气，可以避免或减轻循环系统中的结钙现象。

一旦产生沉淀，可采用稀碱浸泡，使沉淀变软，再用温水冲洗除去，尽量不用机械方法清除。

(四) 回收系统和管道材料

回收锅分高压和低压两种。其形状与蒸煮锅同，容积与蒸煮锅相等或稍大。

常用的冷却器为板式冷却器，也还有使用列管式或蛇管式的。冷却面积应根据蒸煮排气方式、蒸煮方式及回收气体温度等决定。

管道材料及设备附件最好采用耐酸不锈钢，其材质组成一般如表1-3-19所示。或者采用磷青铜，硬铅。

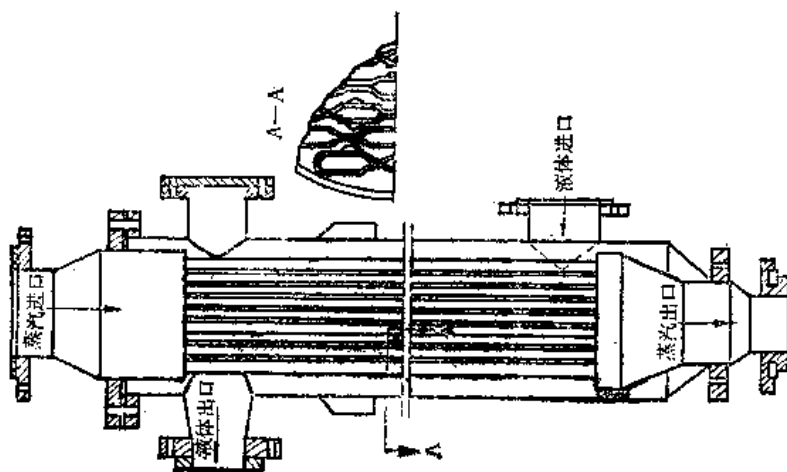


图 1-3-45 板式加热器

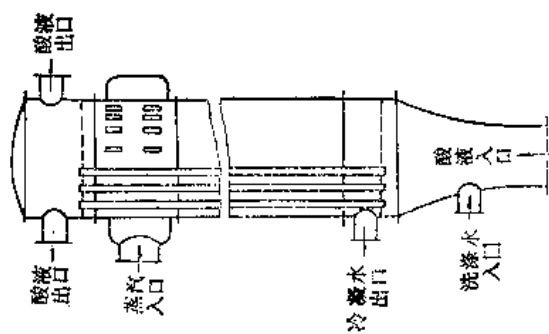


图 1-3-46 列管加热器

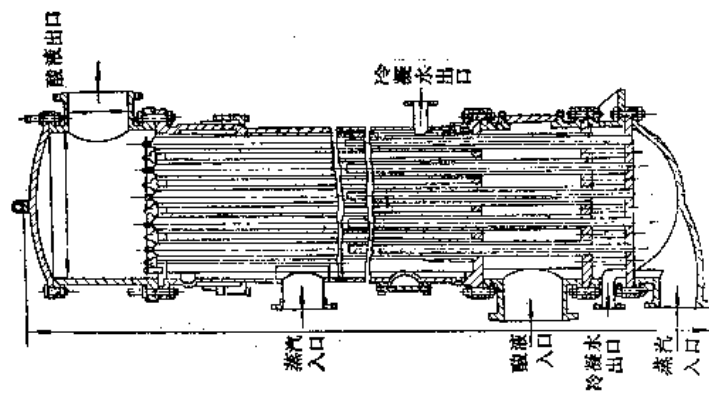


图 1-3-47 套管加热器

表 1-3-19

管道及设备附件不锈钢材质组成

	铬 (%)	镍 (%)	钼 (%)	碳素 (%)
铸件用	19~21	9~9.5	3.0	最高0.15
板、薄板、棒	18~19	8~8.5	3.0	0.10以下

四、SO₂ 与热回收及副产品收集

(一) SO₂ 与热回收

这里所讲的 SO₂ 与热回收，是专指利用蒸煮过程中，锅内排出的高热气体和液体，来提高原酸浓度和温度，使之达到蒸煮药液要求的一系列操作。同时，这也是制取蒸煮药液的最后一个过程。由于回收了 SO₂，不仅大大降低了硫的消耗，而且也大大减轻了对环境的污染。

回收的 SO₂ 与热量，一般来自两个方面：

1. 汽相回收

它包括：

- (1) 蒸煮时，为防止蒸煮锅超压，而自锅上部放出的小量气体(即小放气)。
- (2) 有液上时，自锅上部放出的小量气体(常带有少量酸液)。
- (3) 到达蒸煮终点后，放锅前(即大放汽)的降压过程中，大量排出的水蒸汽及 SO₂。

在这些情况下排出的气体，温度都比较高，有较多的热量可以回收。但其中可回收 SO₂ 的多少，则要视气体所含 SO₂ 的浓度而定。至于所含 SO₂ 的浓度大小，取决于蒸煮液的浓度，蒸煮前处理木片的条件及蒸煮规程。一般说来，对于 pH 值很低的蒸煮液，其排出汽体中 SO₂ 的含量都很大。例如，pH=1~3 的蒸煮液，回收气体的成分，除水蒸汽外，SO₂ 占 90% 以上，其次是少量的 CO₂、N₂ 及其它气体。而对于 pH>4.5 的蒸煮液，回收气体中 SO₂ 的含量则很小。pH 值越高，则 SO₂ 含量越少。

2. 液相回收

液相回收主要是指在浸透基本完成后，自锅内撤回多余药液(即液体回收)。

不管蒸煮液的 pH 值如何，只要蒸煮过程中有液体回收的安排，都可以回收到热量，并能间接回收到 SO₂。而且，对于 pH>4.5 的蒸煮液，SO₂ 的回收，只有通过这一途径来实现，因为其汽相中几乎是不含 SO₂ 的。

回收系统中 SO₂ 的平衡，是药液工程中最基本的问题。必须强化 SO₂ 的回收，否则 SO₂ 的直接消耗和其它各种 SO₂ 损失，都得由制酸工段送 SO₂ 来进行补充，增加了硫耗。特别是对于 pH=1~3 的蒸煮药液，当越想要提高蒸煮压力和温度时，则越应注意这一点。

由制酸工段补充的 SO₂ 量为：

原酸中 SO₂ 量 = 蒸煮消耗的 SO₂ 量 + 随废液损失的 SO₂ 量 + 回收和贮存以及输送过程中损失的 SO₂ 量。显然，当原酸中补充的 SO₂ 少于实际消耗时，系统中的 SO₂ 逐渐减

少，回收锅中的总酸逐渐下降；反之，总酸就会上升。

每吨纸浆的耗硫量，是一个重要技术指标。一般人造丝浆为：90~110 公斤硫/吨浆；可漂白软浆为：80~90 公斤硫/吨浆；未漂硬浆为 70~80 公斤硫/吨浆。

随着蒸煮最高温度、最终放气后锅中残留压力、转注和回收数量的不同，蒸煮药液预热达到的温度各不相同。如果能有效利用热量，则可将蒸煮药液预热到 80~90℃。

回收方法有热法、冷法及冷热混合回收法三种。其中冷法是将 SO₂ 冷却后再吸收，由于热量不能回收，已被淘汰。热法回收时，并不冷却蒸煮锅排出来的流体，只待气体和液体分离后，高温气体便可通入回收锅进行 SO₂ 和热的吸收。因为回收气体带有大量的热，致使原酸温度增高，所以，热法回收时，回收器应保持在一定压力下工作。其过程情况可参看图 1-3-48。

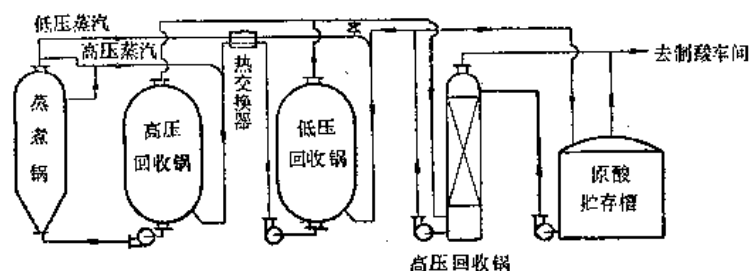


图 1-3-48 热法回收系统

其流程原理是：

- (1) 原酸和放气气体逆流相遇。
- (2) 气体多段吸收，所以能充分保证吸收效果。
- (3) 低压放气的气体，吸收是在冷原酸中进行，随后将已被 SO₂ 所饱和了的浓液，先在热交换器中，用降压的热来加热；然后，用高压放气的气体加热。最后，用间接蒸汽在加热器中，预热到所要求的温度。

热法回收系统中，回收锅的容积，应保证除能向一个蒸煮锅输送药液外，还有 25% 以上的富余。

冷、热混合法(参看图 1-3-49)，则综合了冷、热二法的优点，蒸煮大放汽中的热量得以充分回收，而又保证了蒸煮液有较高的溶解 SO₂ 含量。

要想制取浓而热的蒸煮液，必须遵循下列主要条件：

(1) 吸收液上面的气体 SO₂ 分压，必须大大高于吸收液中 SO₂ 的分压。

(2) 须尽可能地使回收气体和液体，均衡的进入吸收液。

(3) 应保证回收物料与吸收液充分混合。

(4) 废液中的 SO₂ 和沸腾所散发的热也需回收。

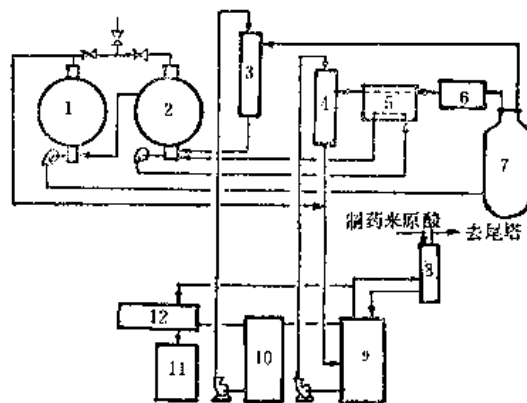


图 1-3-49 冷、热混合法回收系统

- 1—回收锅(5 表压) 2—回收锅(6~7 表压)
3—高压喷射器 4—低压喷射器 5—热交
换器 6—过滤器 7—蒸煮锅 8—小吸收塔
9—吸收槽 10—贮酸槽 11—亚硫酸油贮槽
12—亚硫酸油分离器

(二) 副产品收集

木材原料经蒸煮后,除能获得浆料外,在废液和排放气体中,还可得到一些副产物。在气体中有:

对位异丙基甲苯,又名聚散花素或亚硫酸松节油,也简称亚硫酸油。对每吨风干化浆,生成聚散花素的总量有1.0~1.5公斤。主要在大放气时放出。因其比重小于水,可在分离器中自液面上浮游分离。

此外,还有甲醇。它主要来自半纤维素和木素的破坏。每产一吨化浆约可得甲醇7公斤左右。除此之外,还有醋酸和甲酸等挥发性酸类,量不多。另还有糖分解而产生的 SO_2 ,其量约为木片量的1.5%;由聚戊糖分解而得的糠醛,但其量极微。

至于废液加工所得副产物,将在综合利用一节中介绍。

第五节 亚硫酸盐蒸煮的进展

由于对减少环境污染和节约纤维原料两个问题的重视,人类在亚硫酸盐制浆领域中,进行了长期不懈的努力。这些努力在蒸煮工艺方面所取得的成绩,可以透过可溶性盐基和多级蒸煮以及连续蒸煮技术的运用与发展看到其梗概。

一、可溶性盐基的扩大使用

由于可溶性的铵、钠、镁盐基溶解度高,能够提供各种pH值的蒸煮液(镁盐基只能在 $\text{pH}<7$ 范围使用),从而可以:

- (1) 消除盐基沉淀堵塞的威胁。
- (2) 根据需要选定蒸煮液的pH值,以控制成浆中的半纤维素含量,或防止原料中某些微量成分造成不良影响,或改善成浆的物理、化学性能。
- (3) 选用适当的pH值,以争取减轻蒸煮液对设备和管道的腐蚀。
- (4) 采用经济上合适的盐基回收途径,或者直接将废液施放农田(仅指铵盐基),以减轻或消除对环境的污染。

但是,不同的可溶性盐基,还另有不同的特点。例如:

1. 铵盐基

- (1) 因其溶解度特别高,可用以制造pH值很宽的蒸煮液,但目前以用于 $\text{pH}=1\sim 2$ 和 $7\sim 11$ 范围者为多。
- (2) 脱木素速率较钙盐基高,故蒸煮时间较短,蒸煮温度较低,从而蒸汽及硫耗也较低。
- (3) 对材种的适应性强,细浆得率较钙盐基高2~6%,浆渣也较钙盐基少50%。
- (4) 浆料容易洗涤,有利于洗选效率的提高。
- (5) 废液可直接施放农田。因纤维原料中的部分有机物质也有肥效。故单位含氮量的肥效相对更高。
- (6) 铵盐在高pH和高温条件下,很不稳定,且也产生一定的汽相腐蚀。因此,国外多用于酸性亚硫酸盐法蒸煮,这就要用特别好的耐腐蚀设备和管道。

(7) 成浆颜色虽然较浅, 但不易漂白, 漂率较高。

(8) 浆中含氮较多。容易生成腐浆。

(9) 成浆灰分小, 可用于生产溶解浆。

在我国, 采用铵盐基生产的, 目前多系小型草浆工厂。其蒸煮液有的自行制备, 有的由附近化肥厂负责供应, 还有极少数直接购用固体亚铵。

自制药液的工厂, 其一般流程如图 1-3-50 所示。

与国外不同, 基于对腐蚀和污染问题的考虑, 我国的铵法工厂, 大多在碱性条件下进行蒸煮。

用于麦草的蒸煮条件是:

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 用量: 18% NH_4OH 用量: 1.5~2.0%; pH: >7; 最高压力: 5~7 公斤/厘米²; 总蒸煮时间: 6.5~7.5 小时; 浆得率: 58%; K 值: 14~15。

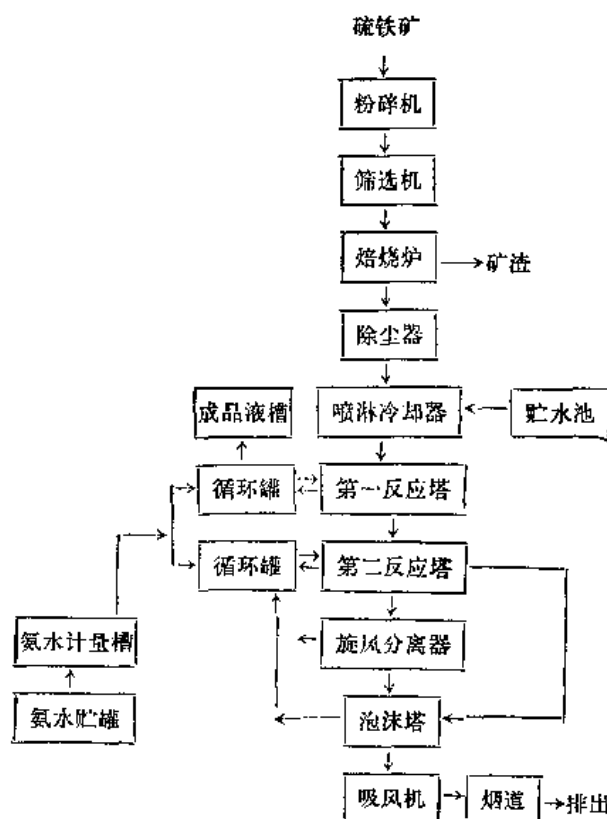


图 1-3-50 中、小厂亚硫酸铵药液制备流程

用于马尾松的蒸煮条件是:

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 用量: 25~30%; 游离 NH_4OH : 1%; 最高压力: 10 公斤/厘米²; 最高温度: 175°C; pH: 9; 总蒸煮时间: 6~8 小时。

国外多用铵盐基于酸性亚硫酸盐法蒸煮木浆。常用的蒸煮条件是:

T. A.: 6~8%; G. A.: 0.9~1.3%; 一次升温 (至 110°C) 时间: 2 小时; 二次升温时间: 5 小时; 最高温度: 140°C; 最高温度保温时间: 1:15; 最高压力: 5.6 公斤/厘米²;

总蒸煮时间：8:15；粗浆得率：45.4%；高锰酸钾值：10。

我国某厂的研究指出，当以 70% 苇子，30% 麦秸为原料，在 148~152°C 的最高温度， 5.89×10^5 牛顿/米² (6 公斤/厘米²) 的最高压力，1:3 的液比下，用中性亚铵法生产一般文化用纸的浆料时，以采用下列补充蒸煮条件为佳：亚铵用量 16%，游离氨 2%，保温时间 5 小时。而且，2% 的游离氨又以用 NH_4HCO_3 (按当量折合) 提供为最好。这是因为 NH_4HCO_3 作缓冲剂，不仅可以较多地排除不凝性气体，以更多地消除锅中假压；并可有效地控制药液 pH 值在中性范围，以降低设备腐蚀程度。

这一研究还指出：

(1) 蒸煮温度对成浆性能的影响非常突出。例如，当温度由 148°C 升到 159°C 时，采用一段漂，把所得浆漂到 70 度 (蓝光法) 白度的氯耗，将由 9% 下降到 3.93%；而若对在 159°C 下制得的浆料，采用二段漂，仅用 4.37% 的氯耗，白度就达到 75.4 度 (蓝光法)。

(2) 在 140~152°C 范围内，亚铵用量对各项指标的影响不大。例如，当用量由 14% 增至 18%，氯耗仅降低 1.4% (对浆)，白度相应增加 3.7 度，其它指标变化不大。

(3) 随液比由 1:2 增大到 1:4，渣率增大 2.4 倍，粗浆得率略有提高，卡伯值增大。在氯耗几乎相同条件下，随液比的增大浆料白度降低约 3 度。

(4) 碳酸氢铵的缓冲作用比尿素、氨、氢氧化钠的都好。其突出特点是成浆氯耗最低。

(5) 升温时，适当控制小放气次数，则大放气后，锅内 pH 值可以维持在中性范围，既免锅受腐蚀，又能制得符合要求的纸浆。

2. 钠盐基

(1) 因其溶解度也很高，而且，在各种 pH 值下都比较安定，故其蒸煮液可以有多种类型：

- ① 酸性亚硫酸盐 ($\text{NaHSO}_3 + \text{SO}_2$)；
- ② 亚硫酸氢盐 (NaHSO_3)；
- ③ 亚硫酸氢盐-亚硫酸盐 ($\text{NaHSO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_3$)；
- ④ 中性亚硫酸盐 ($\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{Na}_2\text{CO}_3$)；
- ⑤ 碱性亚硫酸盐 ($\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{NaOH}$)。

钠盐基适用的纤维原料品种范围很广。但其中④⑤两种类型，由于化学活性较差，多不用于单级化学浆蒸煮，而被广泛用于半化浆或化学机械浆的生产。

(2) 采用高 pH 值的蒸煮液时，需要相应提高蒸煮温度或加大用硫量，才能加快反应速度，否则要适当延长蒸煮时间。

(3) 当采用高 pH 值的蒸煮液时，虽需较高蒸煮温度，蒸汽耗量可能较多，但因全系统温度都较高，液体回收及放汽不需冷却，故热量能得到保留。

(4) 当采用很高 pH 值的蒸煮液时，放汽中的 SO_2 含量很少，可采用碱法浆的喷放设备。

(5) 未漂浆白度、可漂性、不透明度均较其它盐基的好。

(6) 盐基很容易采用燃烧法回收。

在我国，同铵盐基一样，钠盐基也多用于碱性或中性亚硫酸盐草类原料的间歇蒸煮。而在国外，钠盐基使用的 pH 值范围则相当宽广，并且还使用于多级和连续蒸煮之中。

国内用于草类浆蒸煮的条件一例：

原料：芦苇 80%；麦秸 20%

用药量：亚硫酸钠 17%

最高温度：170°C

最高压力：7.0 公斤/厘米²

总蒸煮时间：5:30

其中：装锅 0:30

通汽升温 1:30

保温 3:00

放汽 0:20

放锅 0:10

漂率：8~16%

戊糖：23.89%

3. 镁盐基

(1) 因其溶解度不如钠、铵盐基，但又较钙的为高，故只宜用于 pH<7 以内的酸性亚硫酸盐法和亚硫酸氢盐法两个范围。

(2) 酸性亚硫酸镁法：此法对材种的适应性很强，云杉、铁杉、白杨等均可使用，而且能生产出精制浆、一般纸浆和新闻纸浆。它可以在大容量固定立锅中，用直接或间接加热，以常规的或者特定的压力、温度和药液浓度进行生产。其所用药液组成是：

① 冷酸系统：化合酸：1%；游离酸：4%。

② 热酸系统：化合酸：1%；游离酸：6~11%。

典型的蒸煮曲线，可以参看图 1-3 51。

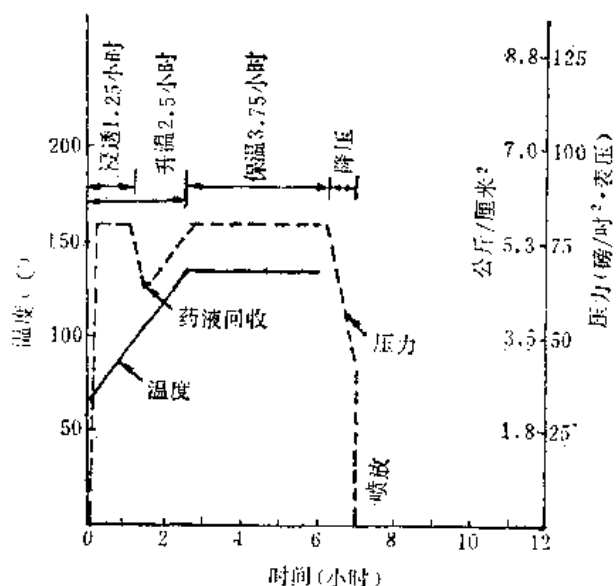


图 1-3-51 酸性亚硫酸镁法蒸煮曲线示例

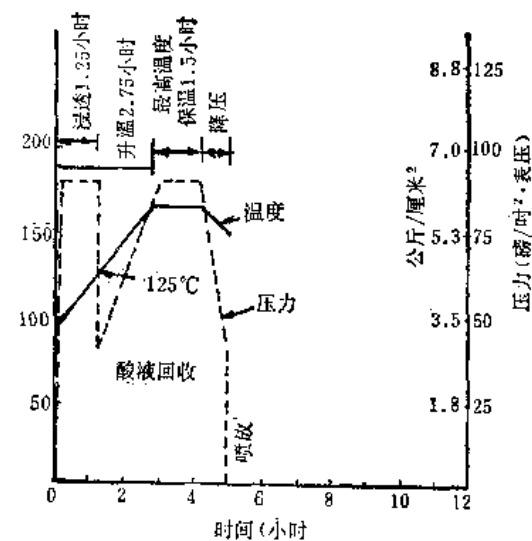


图 1-3-52 亚硫酸氢镁法蒸煮曲线示例

(3) 亚硫酸氢镁法：此法的特点是：

① 对材种的适应性也很强，松木和其它许多材种，都能顺利制成高级浆。

② 由于镁盐基溶解度较钙盐基高，所以酸液通常不必含真游离 SO_2 。加上镁盐基又能在这种无酸性条件下，迅速扩散到料片中心去，发挥缓冲作用，不必考虑临界温度问题。因此，可以采用较快的升温速度和较高的蒸煮温度进行蒸煮。这不仅可以缩短蒸煮时间，而且也不过多地损伤半纤维素。所以浆渣较少，浆的得率及强度都较高。

③ 盐基和热量都可以回收。镁盐的一般回收率可达 80~90%，基本上可以消除污染。

典型的蒸煮曲线可参看图 1-3-52。

近些年来，我国在用 100%落叶松进行镁盐蒸煮方面，取得了成绩。

落叶松又名黄花松。其心材冷、热水抽出物较鱼鳞松都高。抽出成分主要为聚半乳糖及聚阿拉伯糖。此外，还含有多酚类物质中的双氢橡精和单宁，它们又都大量地集聚在心材中的接近边材部分，边材和心材中心基本不含有。双氢橡精对亚硫酸盐法制浆影响较大，如果采用钙盐基药液蒸煮，除将严重破坏药液外，还使浆色发黄，浆的粗渣率也高。为了解决双氢橡精引起的困难，国外曾采用过亚硫酸盐两级蒸煮的办法，第一级镁盐基药液，第二级亚硫酸水。但制浆工艺复杂，药品消耗量较高，单级漂白后白度(73.8%)较镁盐单级蒸煮的漂白浆白度(72.4%)稍高不多，所以无法推广。由于这些原因，国外大都采取“掺用”的办法来利用落叶松。我国轻工业部造纸研究所采用亚硫酸氢镁法，以 100%落叶松为原料制造化学浆，克服了钙盐基蒸煮中粗渣率高、药液变质等困难。而且这种办法还有蒸煮周期短、浆的得率较钙盐基高、制药系统简单、浆的强度大等优点。其成浆颜色虽深，但漂白并不困难。卡伯值为 34 的浆，用 4.0%的有效氯进行单段次氯酸钙漂白，可得 65 度左右白度的半漂浆；而以总有效氯 6.6%的用氯量进行三段漂白，则可获得 85 度的漂白浆。目前，国内已有采用 100%落叶松为原料的工厂在用亚硫酸氢镁法进行生产。

此外，我国的试验研究和大型生产实践表明，在采用亚硫酸氢镁法生产时，利用落叶松的“蚂蚁洞”型朽材制浆，并不影响耗硫量。相反，浆的得率比好材高，渣率、卡伯值比好材低，浆还易漂，成纸强度略有提高，药液回收利用后，也未发现制药工程受到明显影响。因此大型生产中已基本不再除朽。因为，粉末状的全朽材，可随筛选及旋风除尘，混在锯末中除去，半朽材仍可生产纸浆。

其蒸煮条件是：

① 用硫率(按 SO_2 /绝干木片计算)：18~19%；

② 液比：1:4；

③ 蒸煮液 pH:3.1~4.5(显然，采用此较高 pH，有利于减轻双氢橡精及单宁等的不良影响，避免浆色发黄，和元素硫的析出)；

④ 加压浸透：

温度：90~110℃；压力：6.0~6.5 公斤/厘米²；时间：1:00 小时；

然后，快速升温至最高温度；

⑤ 最高温度：160~165℃；

⑥ 最高压力：6.0~7.5 公斤/厘米²；

⑦ 最高温度保温时间：3.5~2.5 小时；

⑧ 终点残酸：T.A.=0.45±0.05%以上。如果用硫率及液比变化时，总残酸须适当调整。

按上述条件制得的浆料：其得率在 44.5~45%，粗渣率小于 1%，白度约 45%。

二、亚硫酸盐法的多级蒸煮

远在二十年代，就有人针对纤维原料特点和产品要求，采用不同 pH 值的蒸煮液，对同一料片进行两次接替蒸煮，以改善质量和产量。经过多年的努力，随着可溶性盐基的扩大使用，到今天，这种操作演化出了各式各样的多级蒸煮。与普通亚硫酸盐蒸煮法相比，多级蒸煮在药液浸透、蒸煮时间、浆的得率、浆的漂白性、成纸特性、浆的化学组成等，个别或者某些方面，具有突出的优点。这些优点大致是由于下述个别或者某些原因促成的：

(1) 对含半纤维素多的原料，先用较高 pH 值的蒸煮液蒸煮，待其中的聚葡萄糖、聚甘露蜜糖等转为稳定之后，再用低 pH 值蒸煮液蒸煮，使成浆得率得到提高。与此相仿，对含酚类物质较多的材种，先用较高 pH 值的蒸煮液蒸煮，以防止木素与酚类物质的聚合，然后，再改用其它 pH 值蒸煮液蒸煮。

(2) 先选用有利于浸透和木素磺化的条件进行蒸煮，再用有利于木素溶出的条件，以缩短蒸煮周期，增加生产。

(3) 先采用有利于成浆性能活化的条件(即如适当损伤纤维素)，然后，再改用安全条件，继续蒸煮，以改善成浆的打浆性能、紧度、耐破度、撕裂度等。

在这些多级蒸煮方法中，特别有代表性的是用于制造化学浆的斯托拉法、西沃拉法。多级蒸煮一般都采用钠盐基或镁盐基。

(一) 钠盐基多级蒸煮

1. 斯托拉(Stora)法

这一方法，早在 1955 年是以松木为原料，采用钠盐基进行蒸煮。条件是：第一级，pH 6，温度 140°C，然后撤走部分蒸煮液，而吹入 SO₂ 气体，在酸性条件下，再蒸煮成浆。后来，条件改为：第一级，pH 4~8，温度 130~160°C，蒸煮时间 4~9 小时。而且材种扩大到阔叶材。一些工厂的实践表明：以达到相同白度的浆作比较，这种多级蒸煮法的得率，比普通的亚硫酸盐蒸煮高 15%，而比硫酸盐浆也高 15%。并且除撕裂度外，其它强度也不比硫酸盐浆差。

图 1-3-53 表明，与通常的亚硫酸盐法浆和硫酸盐法浆相比，在木素溶出率相同的情况下，斯托拉法的碳水化合物溶出率最低，因而浆的得率高。这是由于它的脱木素反应是选择进行的，和半纤维素(主要是其中的聚葡萄糖甘露蜜糖)转向稳定而造成的。

另外，浆的得率和品质随第一级蒸煮条件的变化而改变。第一级蒸煮时的 pH 值和温度，对浆的最终得率有明显影响。图 1-3-54 指出，当第一级蒸煮 pH 值为 9，温度为 125°C 时，其最高得率为 57.4%，而当第一级 pH 值为 7，温度为 160°C 时，最高得率为 58.3%。

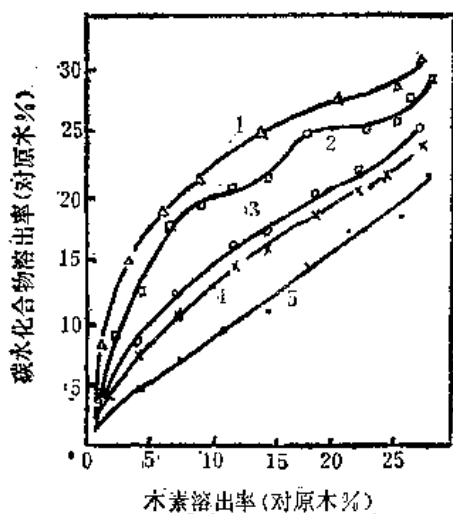


图 1-3-53 两级亚硫酸盐法 (pH6-酸性), 酸性亚硫酸盐法及硫酸盐法木材溶出成分的比较

硫酸盐法: 1—松木 2—云杉
酸性亚硫酸盐法: 3—松木 4—云杉
两级亚硫酸盐法 (pH6-酸性): 5—云杉

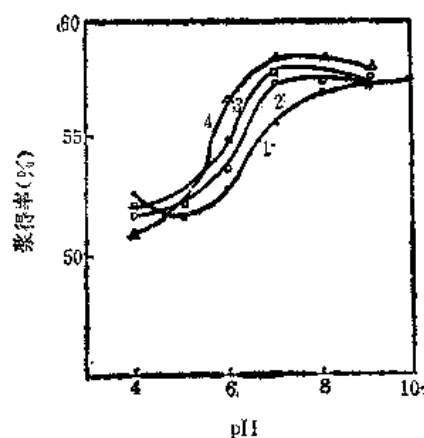


图 1-3-54 第一级蒸煮条件和浆得率的关系 (在Roe价4.5时的比较)

1—125°C, 1.5小时 2—140°C, 1小时
3—150°C, 1小时 4—160°C, 1小时

这一制浆方法常与其特有的斯托拉废液回收法配套使用。

2. 西沃拉(Sivola)法

此法发明于二次大战前夕, 但到1952年才实现工业化。它可用于生产溶解浆和造纸用浆。其方法是: 先进行酸性亚硫酸盐或者亚硫酸氢盐蒸煮, 再继续以碱性亚硫酸盐蒸煮。显然, 它不仅能脱除木素, 同时能除去半纤维素。

西沃拉法多级蒸煮通常有三种组合方式:

(1) Na-酸性亚硫酸盐法(pH 2~3)- Na_2CO_3 (pH 8~8.5)……用于溶解浆及造纸用浆。

(2) Na-亚硫酸氢盐法(pH 4~5)- Na_2CO_3 (pH 9)……用于造纸用浆。

(3) Na-亚硫酸氢盐法(pH 4.5)-酸性亚硫酸盐法 (pH 1.5)- Na_2CO_3 (pH 8)……用于溶解浆。

(1)、(2) 是二级蒸煮, (3) 是三级蒸煮。三级蒸煮的一、二级在酸性范围, 第三级在碱性范围; 这样可以得到 α -纤维素含量很高, 反应性能很好的精制浆。

此法用于造纸用浆的生产时, 与普通亚硫酸盐法相比, 能在保证高得率要求下, 得到强度大的纸浆。而用于溶解浆制造时, 也比普通亚硫酸盐法容易制出高 α -纤维素含量的浆。

下面是造纸用浆的制造条件举例:

第一级: 用 NaHSO_3 , pH 4.5~5, 温度 149°C。蒸煮时间 5~6 小时。

完成第一级蒸煮后, 放出 SO_2 气体, 抽出部分液体。

第二级: 加入 Na_2CO_3 , 在 pH 8.5 以上, 温度 165°C, 蒸煮 1~2 小时。

这一制浆法也常与其特有的西沃拉废液回收法配套使用。

亚硫酸钠多级蒸煮的操作方法与单级蒸煮相似，只是当第一级完成时，抽出蒸煮液，然后注入第二级蒸煮液。如果第一级 pH 值较高，无气体压力，则需用泵加压，使锅内压力达到 $4.9 \sim 9.81 \times 10^5$ 牛/米² (5~10 公斤/厘米²)，温度为 140℃，时间大致为 3 小时。第一级完成时，抽出约 1/2 蒸煮液与新药液混合，做下一次的第 1 级蒸煮液。第二级如果为酸性条件，则可加入 H_2SO_3 或液态 SO_2 ，因 pH 值较低，有 SO_2 分压，通常控制在 $4.9 \sim 9.81 \times 10^5$ 牛/米² (5~10 公斤/厘米²)，130℃ 蒸煮 3 小时。第二级完成时，即可放气，并回收 SO_2 。

(二) 镁盐基多级蒸煮

前已指出，多级蒸煮除了采用钠盐基外，还常采用镁盐基。由于溶解度的关系，镁盐基只能在 pH<7 的范围内使用。所以药液的组成只能在酸性亚硫酸镁 (pH=1~3) 和亚硫酸氢镁 (pH=4~7) 中选择，或者再加选一级 H_2SO_3 水溶液或液体 SO_2 。

图 1-3-55 为亚硫酸氢盐二级蒸煮曲线示例。

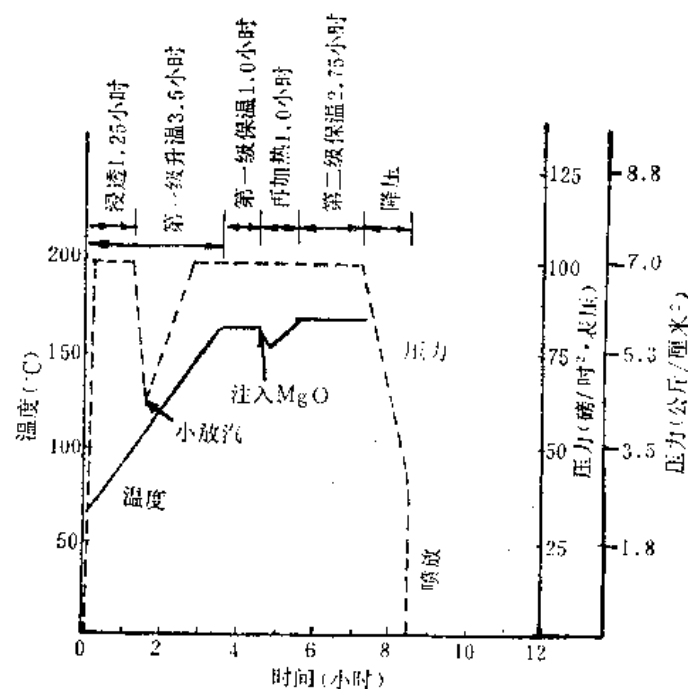


图 1-3-55 亚硫酸氢盐二级蒸煮曲线示例

此法可在不增加漂率的条件下，提高浆的强度。第一级升温时可尽快达到蒸煮最高温度。通常为 160℃，保温约 1~1.5 小时，或至得率达到 60~65% 时，从循环系统尽快注入 $Mg(OH)_2$ 乳液；此时，需使全部药液在蒸煮锅中得到循环。当 $Mg(OH)_2$ 注入后，药液的 pH 值从 3.5 升高至 6.0~6.5 左右。浆的得率较单级者略低。第二级温度通常为 175℃。

图 1-3-56 为酸性亚硫酸氢盐二级蒸煮曲线示例。其第一级为 $Mg(HSO_3)_2$ 与 $MgSO_3$ 的混合物；第二级为 SO_2 水溶液，起酸性水解作用。此法第一级 pH 5.0~6.0，pH 值

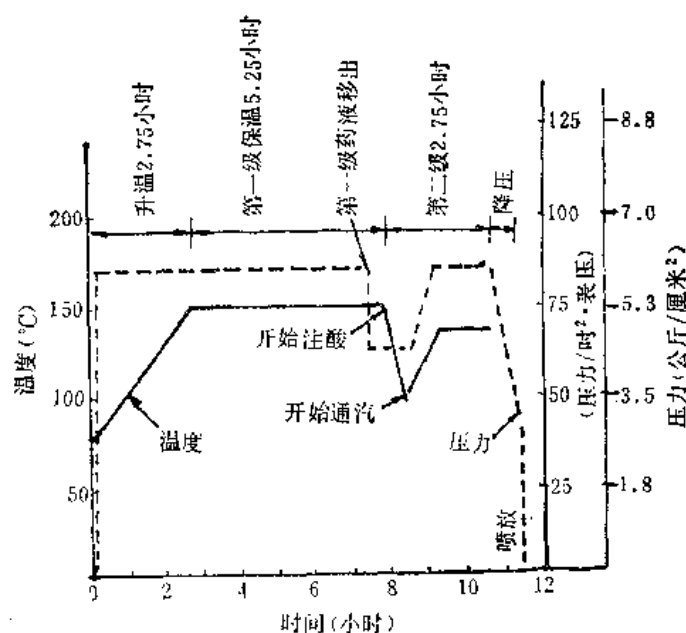


图 1-3-56 酸性亚硫酸镁二级蒸煮曲线示例

高则浆的得率增加，这是半纤维素中聚葡萄糖甘露蜜糖的稳定性所致；但第一级 pH 值越高，则蒸煮时间越长。pH 值也是用加入 $Mg(OH)_2$ 来控制的。第一级 T.A 为 4% 左右，C.A 为 1% 左右，温度约为 $165^{\circ}C$ ，时间约为 5 小时。当第一级完成时，则抽出药液，并注入 SO_2 溶液，使第二级在酸性条件下完成。

三、高得率蒸煮

(一) 亚硫酸氢镁(Magnefite)法

此法于 1958 年开始用于工业生产。药液主要成分是亚硫酸氢镁。它专用于制取高得率造纸用浆。其制浆条件是：pH 3.5~4.5，化合 SO_2 2~2.6%，温度 $165^{\circ}C$ ，并且是简单的一级蒸煮。所用药品已有合理的方法进行回收。其主要优点如下：

(1) 未漂浆得率为 55%，漂白浆得率 48~50%，比通常的亚硫酸盐浆和硫酸盐浆的得率 42~43% 为高。瓦楞纸板用浆也可以在高达 75% 的得率下制得。

(2) 所得浆的白度不如酸性亚硫酸盐法浆高。即使是不加处理的未漂浆也有广阔的用途。未漂浆的白度 55~74 G.E。

(3) 氯耗比酸性亚硫酸盐法浆约高 50%。但要漂到 88~90 G.E 的白度是容易的。漂白成本约是硫酸盐法浆的一半。

(4) 当 pH 值高时，对碳水化合物的水解破坏，比通常的亚硫酸盐浆少，浆的得率和强度也增加。破裂强度和撕裂强度比酸性亚硫酸盐浆增加 30~50%。

(5) 酸性亚硫酸盐法难于蒸煮的松木、花旗松、材质致密的阔叶树，它都可以蒸煮，而且和硫酸盐法有同样宽广的材种适用范围。

(6) 蒸煮液中没有游离 SO_2 ，所以蒸煮液的调制简单。采用连续蒸煮方式也较容

易。而且，药品的回收、热效率和成本等都是合适的。

(二) 阿尔比索(Arbiso)法

此法首创于 1958 年。从本质上说，它就相当于把亚硫酸氢镁法的镁改换为钠，即用亚硫酸氢钠(pH 4~4.5)蒸煮。这一方法在浆的得率、材种、浆的特性等方面，与亚硫酸氢镁法类似，但药品还未能回收。

四、连续蒸煮

亚硫酸盐法可以进行连续蒸煮，所用设备与硫酸盐法连续蒸煮的相似，但蒸煮器上部结构和设备的防腐办法有很大不同。

在国外，亚硫酸盐连续蒸煮系统的能力，已经达到 200 吨浆/日的规模。

图 1-3-57 是一个卡米尔式亚硫酸盐法连续蒸煮系统。这里，用它来阐述亚硫酸盐法连续蒸煮的一般情况。

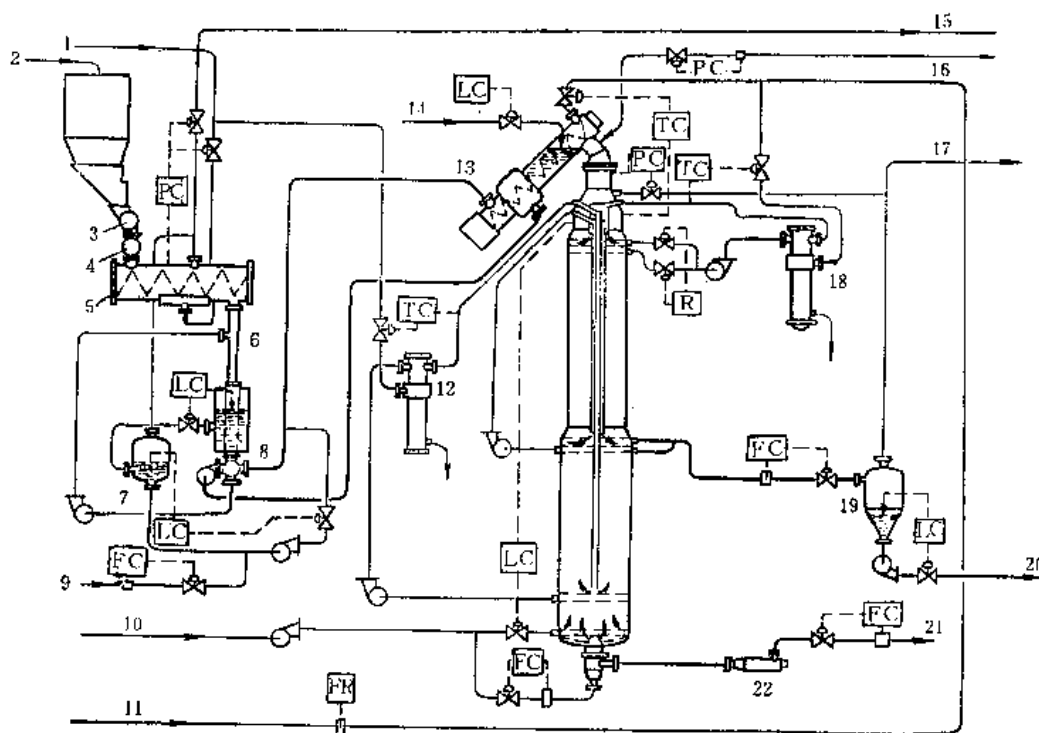


图 1-3-57 卡米尔式亚硫酸盐连续蒸煮流程

- 1—低压蒸汽 2—木片 3—木片计量器 4—低压给料器 5—汽蒸槽 6—木片溜槽
7—液位平衡槽 8—高压给料器 9—蒸煮药液 10—洗涤水 11—高压蒸汽 12—加热器
13—倾斜分离器 14—水 15—往冷凝器 16—液体 SO₂ 17—往 SO₂回收
18—加热器 19—闪急汽化罐 20—往蒸发器 21—往贮浆池 22—喷放装置

这种蒸煮器的顶部分离器，倾斜倒置于蒸煮器的侧面，并借以维持顶部的汽相条件，同时，又保留包括液相高压加料器在内的传统加料系统。

在这种传统系统中，蒸煮液被抽出循环并间接加热。另外，在顶部的汽相与液相交接的地方，采用直接蒸汽加热。因此，蒸煮反应是从蒸煮器的顶部开始的。而且，如在传统系统中一样，渗透是在顶部加料循环系统和倾斜分离器中实现的，因而没有真正的浸

透区。不同种类的亚硫酸盐制浆方法和多种木片的使用经验证明，尽管渗透时间定得很短，但它仍然完全足够。蒸煮器中的液位，可以保持在任何要求高度，因而，蒸煮可以随意选择在汽相或液相，或者汽、液相结合的情况下进行。主要加热是靠顶部的直接蒸汽。可是，令人满意的纸浆特性，还要由辅助循环加热系统的精确调整来保证。新的或者附加的化学药品，从顶部向蒸煮器中输入，然后，采用各种条件以进行第二阶段的蒸煮操作。

蒸煮完成后，浆料在蒸煮器中，按照常规在传统系统中进行逆流洗涤。

蒸煮器中的料位，用 γ -射线来探测，并用改变喷放管线中卸出的浆料量来控制。液位测量是由差动压力计进行，并利用洗涤液调整蒸煮器下部的稀释流量来自动控制。

用此系统蒸煮，因药液没有游离 SO_2 ，只靠静压力完成浸透，所以木片要薄，而且通常需经蒸汽预处理，以排除料片中的空气和其它气体，并充分润湿木片，使其易于流动。同时，也可使料片水分和温度更加均匀，并使其发生润胀，利于浸透。蒸煮过程中很少放气，无回收系统，废液重复使用，能保证硫代硫酸盐含量最少，因而可以避免药液分解而使 SO_2 浓度下降。

连续蒸煮的通常条件为：液比是3:1至4:1；开始时的 SO_2 量是绝干木片的13~18%；温度是157~165℃；时间为2 $\frac{1}{2}$ ~4小时；未漂浆的得率是51~63%。而且，即使得率达到63%，纤维仍易于分离。

连续蒸煮应该采用可溶性盐基，因为钙盐基法的 SO_2 浓度低，高温时容易生成沉淀。

除了具有(1)劳动力消耗少；(2)汽耗低；(3)简化了蒸煮器的回收系统；(4)可降低总成本和操作费用等与硫酸盐法连续蒸煮系统相同的优点之外，亚硫酸盐法连续蒸煮还具有下列优点：

(1) 蒸煮设备及配件均为不锈钢材做成，它在缺少空气的条件下，保持稳定的温度和压力，腐蚀现象减轻，浆也更加干净了。

(2) 易于采用各种亚硫酸盐多级蒸煮法。如二级酸性亚硫酸盐法、二级中性盐法、酸性亚硫酸盐-亚硫酸氢盐法等等。

第六节 碱法浆和亚硫酸盐浆的比较

由于硫酸盐法是碱法制浆的一个典型代表，故以此法浆与亚硫酸盐法浆进行比较。

(1) 与硫酸盐浆不同，亚硫酸盐浆可以因选择的蒸煮条件(尤其是pH值)的差异，而使浆中半纤维素含量和纤维素降解程度有很大不同，从而可用以制造出由不透明纸到透明度很高的纸。甚至可用作溶解浆，以制造人造丝、照相纸及电影软片、赛璐珞等。

(2) 图1-3-58表明，在亚硫酸盐浆中，碳水化合物在纤维细胞壁中聚合度的分布很不均一，而且外壁的聚合度特别低。硫酸盐浆中，碳水化合物的聚合度在细胞壁内、外差别较小，而且外壁的聚合度较高。

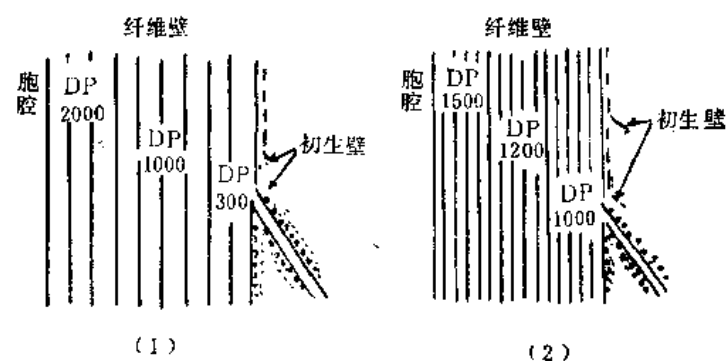


图 1-3-58 亚硫酸盐浆和硫酸盐浆碳水化合物的聚合度 (DP) 在纤维壁内的分布状况
 (1) 亚硫酸盐浆(未漂白)DP1420;
 (2) 硫酸盐浆(未漂白)DP1230。

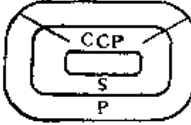
(3) 正因为亚硫酸盐浆细胞壁外部碳水化合物聚合度很低, 所以纤维润胀能力大, 较硫酸盐浆易于打浆。即使是酸性亚硫酸盐浆, 尽管半纤维素, 特别是木糖, 含量比硫酸盐浆低, 也仍易打浆。

(4) 表 1-3-20 指出, 在卡伯值相同的情况下, 酸性亚硫酸盐浆的木素残留量比硫酸盐浆的稍高。而表 1-3-21 指出, 在任一卡伯值下, 常规硫酸盐 and 酸性亚硫酸盐蒸煮所得未漂浆中, 残留木素沿纤维壁的分布状况是相似的, 木素含量最高的地方是次生壁,

表 1-3-20 云杉硫酸盐浆与酸性亚硫酸盐浆中木素含量的比较

	时间, t (在油浴中 分钟)	卡 伯 值(K)	木素含量, WLP% (对浆)	脱除木素, D% (对原料木素)
硫酸盐浆	61	56	8.6	84
	77	48	7.3	87
	109	38	5.8	90
	193	34	5.3	91
	255	25	3.9	94
亚硫酸盐浆	61	96	18.0	61
	91	49	9.2	83
	102	26	5.0	91
	170	16	3.0	95

表 1-3-21 云杉早材硫酸盐浆与酸性亚硫酸盐浆料纤维中木素的分布

	纤维中木素的分配比率(%)				
	硫酸盐浆		酸性亚硫酸盐浆		
	K-50	K-25	K-50	K-25	K-15
次生壁(S)	73	87	88	90	92
初生壁(P)	14	10	8	8	8
细胞拐角(CCP)	13	3	4	2	0

化学制浆法的种类	得率(%)	浆 组 成 (%)				成纸特性(45°SR)		
		木素	纤维素	葡萄糖 甘露糖	葡萄糖 木糖	打浆时间 (分)	裂断长 (千米)	撕裂度
云 杉								
酸性亚硫酸盐	70	20	60	15	5	30	8.5	60
	60	12	71	12	5	20	9.8	63
	55	6	77	11	6	20	9.5	70
	50	3	84	8	5	23	9.4	75
	45	1	90	6	3	40	6.0	50
酸性亚硫酸盐-硫酸钠	45	3	92	2	3	70	8.0	140
中性亚硫酸盐-酸性亚硫酸盐	70	16	60	19	5	20	8.0	55
	60	8	71	16	5	15	8.5	65
亚硫酸氢盐	75	22	58	14	6	45	9.8	70
	65	17	65	13	5	28	10.9	72
	55	6	77	11	6	22	10.7	85
	50	3	84	8	5	25	9.5	95
亚硫酸氢盐-碳酸钠	55	10	81	5	4	47	10.3	98
	45	2	90	4	3	56	8.8	133
中性亚硫酸盐-亚硫酸氢盐	70	16	60	19	5	30	10.0	60
	60	8	71	16	5	20	9.7	63
硫酸盐	70	20	56	15	9	—	7.0	100
	60	13	66	12	9	120	9.5	110
	55	8	72	11	9	95	10.9	120
	50	4	79	8	9	85	11.5	130
预水解-硫酸盐	45	2	91	3	4	125	9.5	180
硫酸盐(加四硼氢化物)	60	6	67	21	6	80	10.5	100
	55	2	72	20	6	56	10.8	100
硫酸盐(加多硫化钠)	55	3	73	18	6	82	12.0	110
机械浆	95	27	42	19	12	—	2.5**	40**
酸性亚硫酸盐(漂白) 湿的	50*	0	82	12	6	25	10.0	70
	50*	0	82	12	6	30	8.9	85
亚硫酸氢盐(漂白) 湿的	50*	0	82	12	6	40	10.5	85
硫酸盐(漂白) 湿的	47*	0	82	8	10	77	11.5	130
	47*	0	82	8	10	80	11.0	145
桦 木								
酸性亚硫酸盐	65	12	62	7	19	17	7.0	50
	60	8	67	6	19	17	7.5	53
	55	4	72	6	18	17	7.5	58
	50	2	77	4	17	16	7.0	45
	38	3	87	4	6	55	5.7	66
酸性亚硫酸盐-碳酸钠	55	4	72	6	18	22	9.0	66
亚硫酸氢盐	65	13	59	1	26	20	7.8	58
硫酸盐	55	3	68	1	28	25	8.5	72
	50	2	71	1	26	30	8.5	75
预水解-硫酸盐	38	3	89	1	7	65	5.5	70
预水解(加四硼氢化物)	60	4	61	4	32	35	9.5	62

* 漂白得率; ** 70°SR的。

其次是初生壁，最后是纤维细胞的角隅。但在相同卡伯值条件下，酸性亚硫酸盐中，木素偏集于次生壁的程度较高，其它两处则少。

(5) 尽管硫酸盐和酸性亚硫酸盐晚材浆中，初生壁与次生壁都发生明显分离，但以亚硫酸盐浆的分离最突出。

必须指出，由于在降低浆中半纤维素含量的蒸煮中，纤维素总难免要遭损害，所以，用酸性亚硫酸盐浆抄成的纸张，虽质地柔软，但强度不高。然而，由于不断改进，这种缺点正在逐步消除。

现再列出图 1-3-59 和表 1-3-22 供参考。

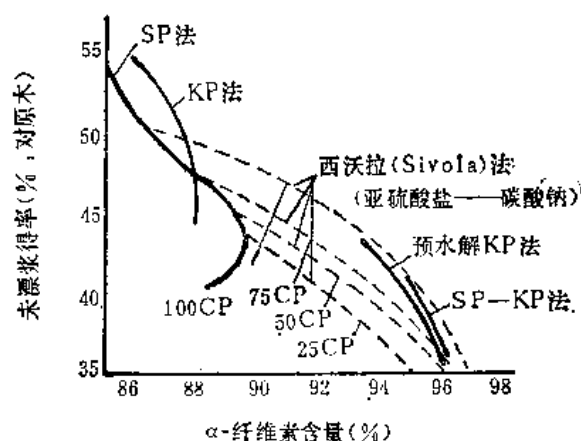


图 1-3-59 蒸煮法对浆得率和 α -纤维素的影响

图 1-3-59 表明，以得到 α -纤维素含量高的浆为特征的东西沃拉法，其 α -纤维素含量可以在由通常的亚硫酸盐浆的含量数值到 97% 的广大范围内变动，而且浆的粘度可以在制造时自由调节。虽然由其它的二级蒸煮，例如，预水解-硫酸盐法或亚硫酸盐-硫酸盐法，也可以得到高 α -纤维素含量的浆，但西沃拉法浆的品质比它们的更好。

此外，西沃拉法不仅可以制得不需含半纤维素的溶解浆；而且可以得到不需含半纤维素的特殊造纸用浆，这种浆抄成的纸质地柔软，撕裂强度大、不透明度高。

主要参考文献

1. 天津大学等院校：制浆造纸工艺学，中国财政经济出版社出版，1961 年。
2. 北京轻工业学院：制浆工艺学，中国财政经济出版社，1961 年。
3. 河北轻工业学院：制浆造纸工艺学，中国财政经济出版社，1961 年。
4. 隆言泉：纸浆学(上册)，商务印书馆出版，1956 年；纸浆学(中册)，高等教育出版社出版，1959 年。
5. 天津大学等院校：植物纤维化学，中国财政经济出版社，1961 年。
6. R. G. MacDonald: Pulp and Paper manufacture. Vol. I (1969).
7. S. A. Rydholm: Pulping processes(1965).
8. B. L. Browning: The chemistry of wood(1963).
9. 纸パルプ技术协会：亚硫酸パルプ溶解パルプ(1967 年)。
10. 右田伸彦、岡島三郎：木材化学(1968)。
11. 岡島三郎、右田伸彦：纸と天然纤维(1975)。

12. 村井操、中西笃：制浆工学(1970)。
13. 天津轻工业学院：造纸技术通讯，1973年，第6期，1974年，第1、2、3期。
14. 南京化工设计院一室：接触法硫酸工艺设计参考资料选编(第一册)，1974年。
15. 湍动吸收塔在生产亚硫酸氢镁酸液中的应用，造纸技术通讯，1977年，第1期。
16. Pulp and Paper International 19, № 6:53(1977)。
17. 中野准三等：木材化学の最新进步，纸パ技协志，№ 8(1977)。
18. G. Gellerstedt: S.P. T. 79, № 16:537(1976)。
19. J. Gierer: S.P. T. 73, № 18:571(1970)。
20. D. D. Hinrichs: S. P. T. 73, № 5:122(1970)。
21. 高温 pH 计，造纸技术通讯，1977年，第2期。
22. 使用和维护复合钢板蒸煮锅的几点体会，造纸技术通讯，1978年，第5期。
23. 亚铵法制浆的国外经验，造纸技术通讯，1976年，第2期。
24. 几种木材的亚铵法制浆试验，造纸技术通讯，1976年，第6期。
25. 轻工业部造纸研究所：落叶松亚硫酸氢镁法蒸煮的研究(内部报告)，1964年。
26. 亚硫酸氢镁法蒸煮落叶松朽材(蚂蚁洞型)的试验报告，黑龙江造纸，1977年，第4期。
27. 丹东造纸厂：亚硫酸铵苇浆蒸煮条件的探索(内部报告)1978年。
28. J. R. Wood: The distribution of lignin in fibers produced by kraft and acid sulphite pulping of spruce wood, P.P.M.C.74, № 9(1973)。

第四章 机械法制浆

第一节 概 述

利用机械方法磨解纤维原料制成的纸浆，称为机械浆。用木材为原料的，叫机械木浆或磨木浆；以草类为原料的，称机械草浆。

机械木浆分为白色磨木浆和褐色磨木浆两种。白色磨木浆色泽较白，包括普通磨木浆(磨石磨木浆)和木片磨木浆。普通磨木浆系将一定长度的原木在磨木机内磨浆而得；木片磨木浆则系用盘磨机磨碎木片而成。两者生产方法不同，性质亦稍有差异。

将原木先经汽蒸处理，然后在磨木机内磨浆，则得褐色磨木浆。此种浆料颜色棕褐，纤维细长，强度较高。

一、磨木浆的发展和现状

1840年德国克勒(Keller)首创磨木机。

磨木浆的生产开始于1852年，当时生产磨木浆的目的在于掺入破布浆中，以降低成本和填平纸面。1857年开始用含25%磨木浆、75%破布浆的纸印刷杂志；1884年以后，磨木浆才广为应用于生产新闻纸。磨木机最重要的结构改进是在1880年左右，利用水压缸作为加压机构，设计了两袋式磨木机。1880年美国首创热法磨浆，显著地提高纸浆质量之后，磨木浆的生产便迅速地发展起来。据统计：1938年全世界的磨木浆年产量为840万吨；1950年为1210万吨；1975年增至2960万吨。但就世界范围来看，磨木浆在纸浆中的比重，却逐渐降低。1937年磨木浆曾占纸浆总产量的42%，但到1975年只占22.6%，估计到1985年，还会进一步降低到22%左右。

木片磨木浆技术的发展，美国最早，1958年就投入了中间工厂试验，1961年加拿大第一个木片磨木浆工厂开始运行。1969年以后，随着预热木片磨木浆的出现，整个木片磨木浆的生产出现了突飞猛进之势。1971年木片磨木浆占磨木浆的比例：瑞典为12%，美国为11%，加拿大仅为5%；到了1976年，仅经过五年时间，这个比例分别变化为：瑞典34%，美国38%，加拿大6%。

磨木浆生产技术，近年来有很大的发展，木片磨木浆被认为是近十多年来制浆工艺的一项重要成就。预热木片磨木浆又进一步改善了木片磨木浆的质量，扩大了应用范围，普通磨木浆通过粗渣再磨技术和自动控制，产量和质量都有很大提高，近年来，还出现有压力磨木浆，由此看来，磨木浆的发展是很有前途的。

我国磨木浆的生产，在解放前极不发达，新闻纸主要依靠进口。建国以来，在毛主席、党中央的领导下，造纸工业有了很快的发展。磨木浆的产量比刚解放时增长了几十倍，质量有很大提高，日产20吨的磨木机全套设备已能制造，生产技术水平有很大提高，木片磨木浆生产已取得了一定成绩，用阔叶材生产磨木浆已积累了一定的经验，机

械草浆正积极研究。所有这些，都为我国造纸工业进一步发展，实现现代化，打下了基础。

二、磨木浆的优、缺点和用途

磨木浆在造纸工业中占有重要的地位，主要原因是它的生产成本低，生产过程简单，成纸的吸墨性强，不透明度高，纸张软而平滑，适合印刷上的要求。同时，生产中不需化学药品，对环境的污染危害也小。

磨木浆生产成本低的原因是：

(1) 纸浆得率高：白色磨木浆的得率可达 92~96%，褐色磨木浆也可达到 80~85%。

(2) 生产直接费用低：生产磨木浆不用化学药品，蒸汽消耗也少，主要消耗的是木材、动力和水。

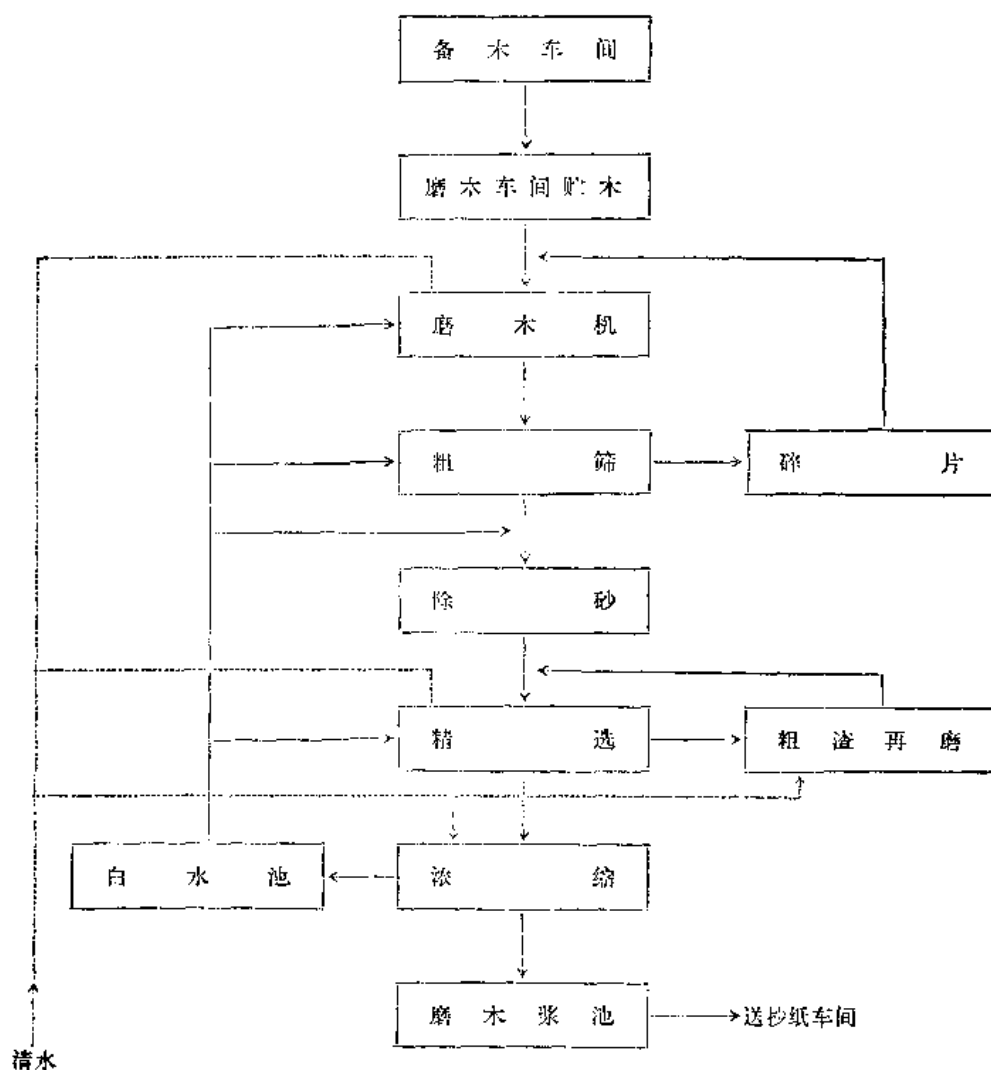


图 1-4-1 普通磨木浆生产流程

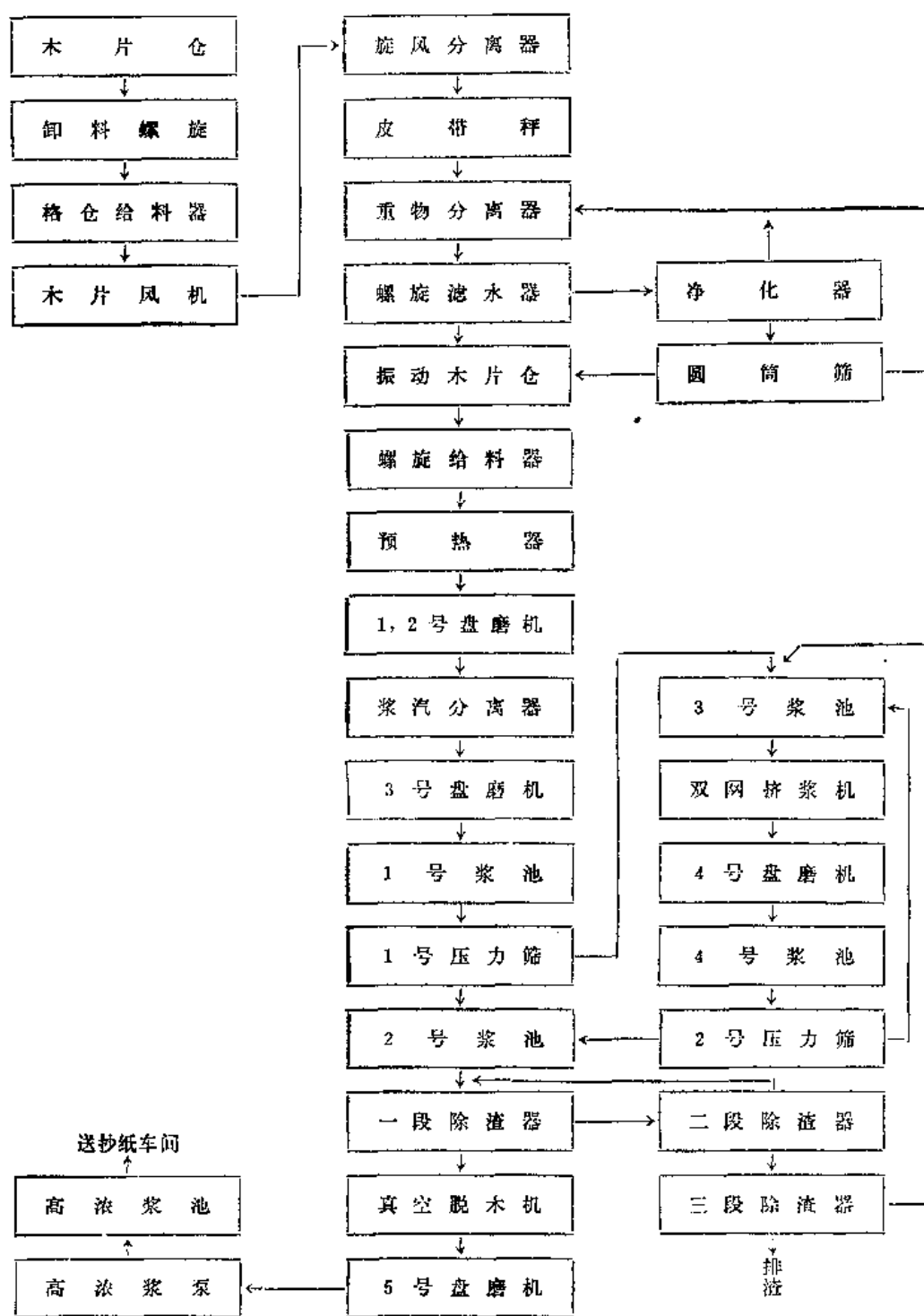


图 1-4-2 预热木片磨木浆流程

(3) 磨木浆的生产设备除动力和磨木机要求较高之外，其它设备都不太复杂，生产流程也比化学浆简单，生产过程本身又是连续性的，故需人力较少。

磨木浆的主要缺点是：

(1) 纸浆纤维短，非纤维素组分含量高，成纸强度较低。

(2) 由于木材中的木素和其它非纤维素组分绝大部分未被除去, 用磨木浆生产的纸张容易变黄发脆, 不能长久保存。

白色磨木浆主要用于生产新闻纸。其它如书写纸、印刷纸、糊墙纸、卡片纸、建筑纸板等的配料中, 也使用有不同配比的磨木浆。如经过漂白, 磨木浆更可用于抄造高级书写纸和印刷纸。褐色磨木浆则多用于生产包装纸和纸板, 特别是工业用纸板。

三、磨木浆的生产流程

磨木浆的生产过程可分为以下几部分: 备木、磨浆、浆料的筛选、净化和浓缩, 有的还需漂白。普通磨木浆的生产流程一般如图 1-4-1。

我国某厂预热木片磨木浆生产流程如图 1-4-2。

褐色磨木浆则需在磨木之前将木材予以汽蒸, 并加洗涤。褐色磨木浆目前已很少采用, 故本教材只简略予以介绍。

第二节 普通磨木浆

一、概 述

普通磨木浆(又名磨石磨木浆, 简称磨木浆)的制浆原理比较简单: 应用机械力或水力作用, 将木材压在磨石表面(木材的纹理与磨石轴向平行), 由旋转的磨石将木材磨解成纤维, 再用水将它从磨石表面冲洗下来, 即成磨木浆。

木材的磨解, 全靠磨石的粗糙表面给予木材以热机械作用, 将木材纤维从木材上撕裂下来。磨石表面越粗糙, 生产能力越大, 但浆料质量也越粗劣。在磨解过程中, 磨石表面逐渐变钝, 浆料质量却相应提高, 但产量下降。因此, 经过一些时间后, 必须进行刻石。这样, 每一台磨木机磨出的浆料质量是不断地在变化着。其变化的原因, 一部分是原木质量的不均一性, 而主要的是磨浆过程条件的自发变动。但是, 当所有的工艺条件的变动达到适当的平衡时, 都可以得到质量很好的浆料。为了消除单台磨木机磨出浆料质量的波动, 保持较均一的总浆料质量, 一条生产线上应有多台磨木机; 而且各台磨木机刻石时间应彼此错开。

磨木浆的白度一般为 50~60 度, 有些材种, 如白松、白杨所生产的磨木浆, 白度可达 60~65 度, 马尾松磨木浆的白度较低, 一般只有 40~45 度, 多低于 50 度, 这对大多数配用磨木浆的纸种来说, 已能满足要求。如需更高的白度, 可用氧化性或还原性漂白剂漂白, 以提高白度到 70 度以上。

磨木浆的质量主要取决于磨石表面状态和生产工艺条件的控制。因此, 磨木机的操作是生产的关键环节。只有在深刻理解磨木过程各个因素的相互作用, 并找出控制这些作用的途径, 稳定磨木操作, 才能在正常的电耗和高的生产速率下, 生产出高质量的磨木浆。

磨木浆的技术经济指标, 主要是原木消耗、动力消耗和磨石损耗。国内磨木浆单位产量技术经济定额为:

原木消耗

2.1~2.5 实积米³/吨浆

动力消耗

$3.6 \times 10^9 \sim 5.4 \times 10^9$ 焦耳/吨浆

(1000~1500 千瓦·小时/吨浆)

磨石消耗

0.01~0.1 公斤/吨浆

二、磨 木 机

磨木机是生产磨木浆最主要的设备。磨木机的种类很多, 根据压送原木机构的特征和加压方式, 可分为机械加压和水力加压两大类; 按生产操作的连续性, 又可分为间歇操作与连续操作两种类型; 按型式可分为链式磨木机、袋式磨木机、库式磨木机、环式磨木机等; 袋式磨木机又有单袋、双袋、多袋之分, 根据其结构的不同, 双袋式磨木机还有大北式、卡米尔式、汤佩拉等之别。水力加压的磨木机, 除卡米尔式之外, 其余皆为间歇操作; 各种机械加压磨木机都为连续操作。现将几种主要型式分述如下:

(一) 链式磨木机

链式磨木机为我国应用最广的一种磨木机。其原理系借助在磨石上方料箱两侧循环的带翼锁链, 将原木压向磨石, 其构造如图 1-4-3。国产链式磨木机的主要特性与规格列于表 1-4-1。

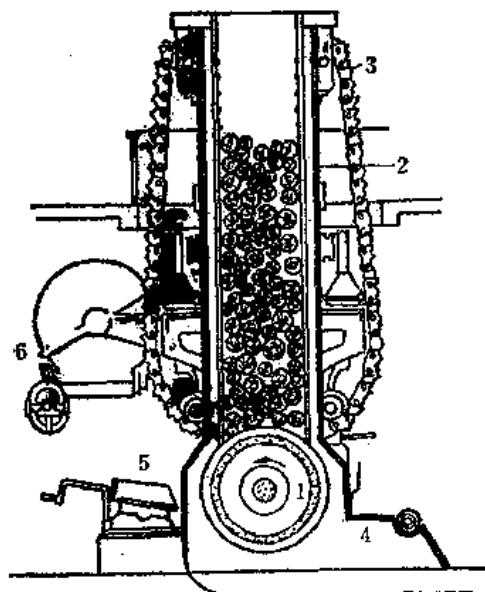


图 1-4-3 链式磨木机

1—磨石 2—料箱 3—链条 4—浆坑
5—刻石装置 6—链条传动装置

表 1-4-1

链式磨木机的规格特性

规 格 与 特 性	单链式磨木机	双链式磨木机
型号	ZJM-1	ZJM-2
能力 (吨/日)	7~10	15~20
主轴转速 (转/分)	250	250
磨浆比压 (公斤/厘米 ²)	1.2~1.7	
链条送料速度 (毫米/分)	50~70	20~70
磨石规格 (毫米)	$\phi 1500 \times 615$	$\phi 1520 \times 1280$
行星齿轮转速 (转/分)	350~500	
料箱升降速度 (毫米/分)	24	18
配用电机型号功率 (千瓦)	JD215/21-24 500	TZ 213/49-24 1400

链式磨木机由以下几部分组成:

1. 机架

机架由两块大型铸钢侧板组成, 用螺栓固定在基础板上。在基础板的下半部, 还有可装卸的长方形侧板, 供拆装更换磨石之用。此外, 在机架上还有活动料箱升降的传动

机构。

2. 活动料箱及其升降机构

活动料箱由型钢和钢板焊接而成，是一个方形截面的长形箱体，一定长度的原木平行地装于料箱中。在料箱的两侧各有一个或两个凹形槽，能让链条通过，并把料箱中原木压向磨石。箱体固定在铸钢的升降架上，升降架由两根或四根大丝杆吊在机架上，整个料箱的重量就通过丝杆传至机架。

活动料箱的下端接近磨石处，装有齿形挡板，以堵住料箱里尚未磨完的木材或大木片，但齿形挡板并不能完全防止大木片掉入浆坑。现在有些磨木机，在挡板的下方，装有补充磨浆室，把挡板挡不住的木片继续磨碎。

由于磨石在磨木过程中不断磨损，齿形挡板与磨石间缝隙加大，故需根据磨石磨损情况降下料箱，调节其间隙。工厂一般保持此间隙为 2~3 毫米。

活动料箱的升降传动机构如图 1-4-4 所示，电机通过减速机构使吊着料箱的大丝杆转动，而使料箱升降，也可用手轮调节。

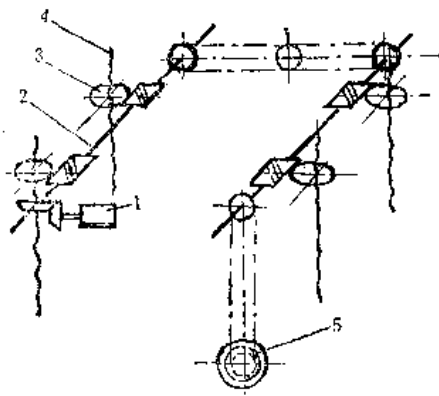


图 1-4-4 磨木机料箱的升降传动装置

1—电机 2—蜗轮轴 3—蜗轮 4—大丝杆
5—手轮

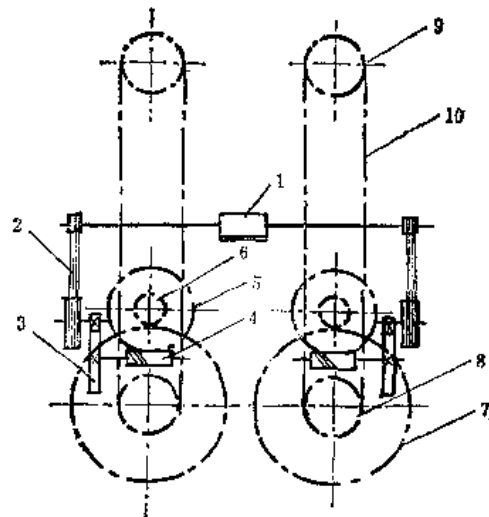


图 1-4-5 磨木机工作链条的传动装置

1—电机 2—三角皮带 3、6、7—齿轮 4—蜗杆
5—蜗轮 8、9—链轮 10—工作链条

3. 工作链条及其传动

工作链条的作用是利用链板上的翅翼移送原木，并以一定压力把原木压在磨石上。链条套在链轮上，从动轮装在活动料箱的顶部，上下移动其位置可以调节链条的松紧。主动轮则装在活动料箱下部的座板上，因而链条和活动料箱一起可以升降。链条数目根据磨石宽度决定：磨石工作宽度为 0.5~0.6 米时，用单链（一对链条）；宽度为 1.0~1.2 米时，用双链（两对链条）。

由于原木材种和直径的不同，磨石表面状态的变化，以及磨木浆产量和质量要求的不同，原木作用在磨石上的比压，应有相应的改变。在磨石运转过程中，为保持磨石电机负荷稳定，亦相应调节链条的速度，改变原木对磨石的压力。所有这些均通过链条的速度来控制。因此，链条的传动装置，应能使链条速度随磨石电机负荷的改变而变化。

链条传动系统如图 1-4-5。直流电机通过三角皮带、行星轮系减速箱、蜗杆蜗轮减

速后，把转矩传给工作链条的主动轮上。链条电机的转速，以磨石电机负荷变化通过控制系统来调整。当磨石电机负荷增大时，电机电流增加，链条电机控制系统根据磨石电机电流变化的大小，迫使受其控制的链条电机减速，从而减小磨木比压，降低磨石电机负荷，使其稳定在规定的范围内。现用的可控硅直流电机调速系统，具有运行可靠、维修方便、节约用电等优点，对稳定工艺条件和产品质量起了很好的作用。

4. 磨石、转轴及刻石装置

磨石承受着原木的重量及加压机构对原木施加的压力，因此，在磨石转动时，要有很大的扭矩才能克服由这些力所产生的摩擦力矩。扭矩是通过转轴而传递，故要求磨石与转轴要十分牢固地联结。链式磨木机的磨石及转轴的联结，和其它各种磨木机一样，是通过两个铸钢法兰盘夹紧磨石，以左右螺纹旋紧而固定于转轴上。为了保护法兰盘，通常在其锥形孔内镶有青铜衬套（图 1-4-6）。

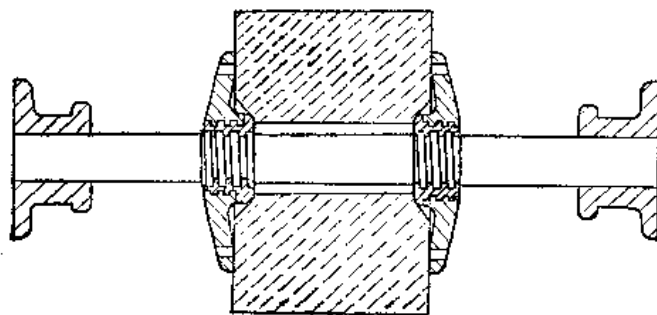


图 1-4-6 磨石及转轴

磨石转轴通过韧性联轴器，与电机轴联结。

链式磨木机的刻石器，装于磨木机背面的刻石装置上，一般都用水压式刻石器，但也有用电机带动的刻石器。

5. 浆坑及白水系统

浆坑是用来收集磨下的浆料，并具有均匀冷却磨石和清洗磨石表面的作用，以水泥制成，面衬白磁砖，出口处装有溢流闸板，可调节液面高低（图 1-4-7）。

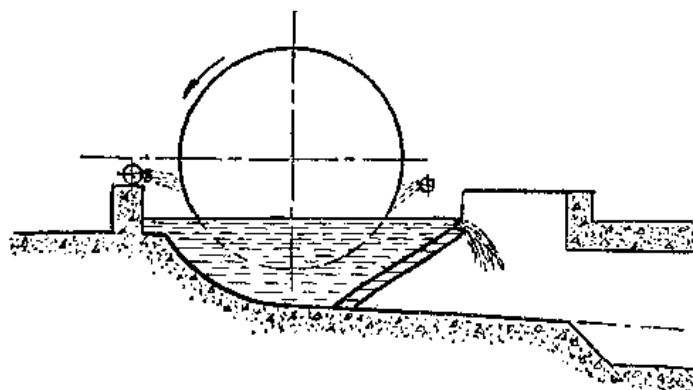


图 1-4-7 浆坑

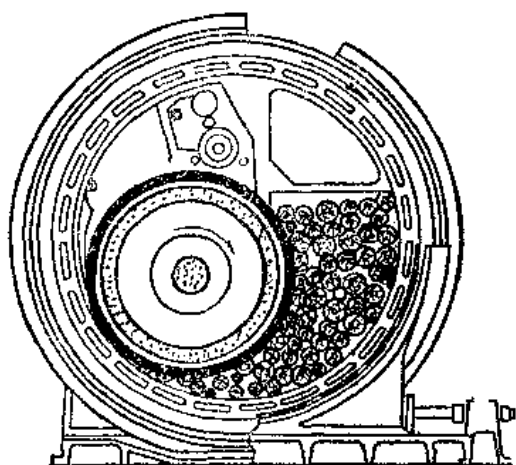


图 1-4-8 环式磨木机

磨石前后均装有喷水管，用白水冲洗石面。喷水管应供应足够的水量，以稀释浆料至浓度为1~2%；喷出的白水还应有足够的压力，以冲洗浆料，防止磨石刻纹堵塞，并均匀冷却磨石；喷嘴与磨石表面要有适当距离，使喷出的水呈扇形水膜，均匀布满在整个磨石的轴向表面上。

键式磨木机系连续操作，操作方便，质量容易控制，结构紧凑，占地面积小，维修工作量不大，磨浆动力消耗也较低，因而应用较多。

(二) 环式磨木机

环式磨木机是一种新型结构机械加压式磨木机，其结构如图1-4-8，技术特征列于表1-4-2。

表 1-4-2

环式磨木机的技术特征

型 号		I	II
磨石规格	(毫米)	$\phi 1700 \times 1100$	$\phi 1700 \times 1370$
木材长度	(米)	1.0	1.22
磨石转速	(转/分)	290	295
电机功率	(千瓦)	2200	2650
最大线速	(米/秒)	24	26.5~22.9
生产能力	(吨/日)		35~45

环式磨木机的结构特点为磨石装在一个缓慢转动的大钢环内偏左约30°的位置，这样的相对位置，就在磨石与钢环之间形成一个楔形木库，原木即装于此楔形木库中。当钢环与磨石以相同的方向转动时，钢环内表面的齿条将原木带向楔形木库收缩区而磨浆。钢环外有大齿轮，由专用电机带动钢环转动。

环式磨木机当磨石直径变小时，可前后移动钢环和机壳，调节钢环与磨石之间的距离。在钢环内磨石左上方有调隙刮刀，用来阻止未被磨碎の木片进入磨石上方刻石装置部位。磨碎的浆料通过钢环的骨架缝隙和圆孔，流入浆槽。

环式磨木机将原木压向磨石的压力，随原木向木库尖端的推进而增大。与其它型式磨木机比较，磨石大部分表面与原木接触，磨碎面积大，采用较高的磨石转速，磨石浸渍深度也较大，木片有补充磨碎，故电机容量较大。

环式磨木机生产能力大，占地面积小，维修工作量不大。但木库装料量小，原木从侧面装料孔装入，需人力较多，换石时拆装较复杂，刻石器在机内，操作不大方便，浆料质量较其它各种磨木机稍差。

(三) 大北式磨木机

大北式磨木机为水压双袋式磨木机，其结构如图 1-4-9。两个磨木袋以对水平呈 $20\sim 30^\circ$ 的角度，安装在机架两侧。磨木袋端部为水压缸，内有活塞及加压板。在磨木袋装料口上方有加料袋，其间有一由小水压缸控制的滑板。当加压板加压时，滑板将磨木袋盖住；当加压板回程时，小水压缸将滑板拉开，事先装于加料袋中的原木就落入磨木袋中。小型大北式磨木机磨木袋容积小，每袋木材磨浆时间短，换袋频繁，加压板回程换袋时无磨浆作用，故为间歇操作。

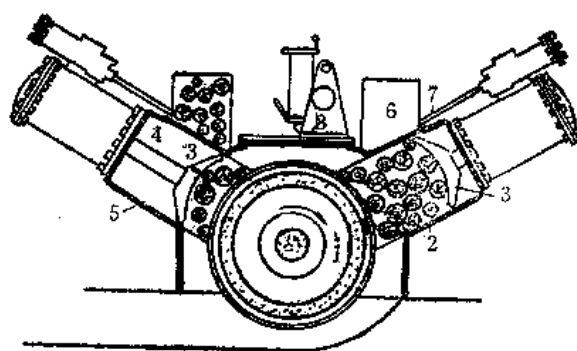


图 1-4-9 大北式磨木机

1—磨石 2—原木 3—加压板 4—活塞 5—磨木袋 6—加料袋 7—滑板 8—刻石装置

国内使用的小型大北式磨木机，磨石直径为 $\phi 1370$ 毫米，宽 680 毫米，转速 165~300 转/分，生产能力 7~12 吨/日，电机功率 300~370 千瓦。

图 1-4-10 表示一连接加压板的水压缸剖面图。水压缸系铸铁圆筒，内衬铜套，高压水通入反向阀后，经夹壁流入活塞上部，推动活塞向下运动。与此同时，活塞下部的低压水，则通过夹壁流入反向阀，由出口排出。

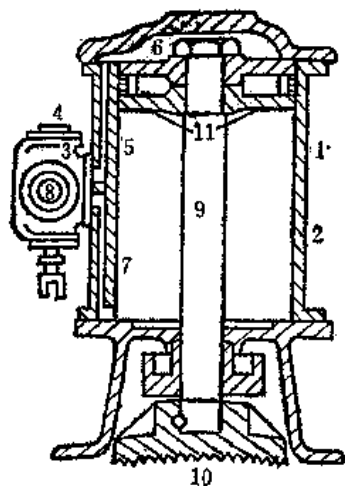


图 1-4-10 水压缸

1—水压缸圆筒壁 2—水压缸铜套 3—反向阀 4—低压水出口 5、7—水压缸夹壁通道 6—活塞 8—高压水入口 9—活塞连杆 10—缸底 11—垫圈

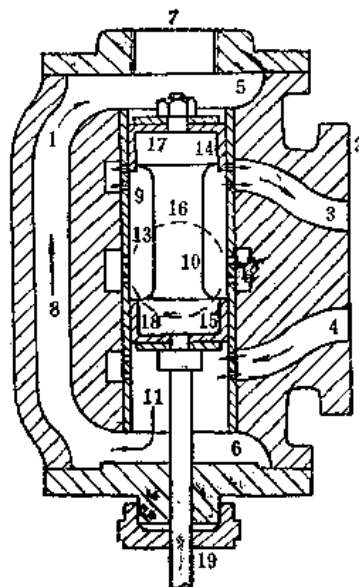


图 1-4-11 反向阀

1—阀身 2—与水压缸连接边 3、4—上下边通道 5、7—低压水出口 6—黄铜管下端开口 8—阀背通道 9、10、11—上中下三段小孔 12—环隙 13—高压水入口 14、15—活塞盘 16—双头活塞 17、18—皮圈 19—活塞杆

反向阀(图 1-4-11)是一种平衡式活塞阀。铸铁阀体固定在水压缸外壳上，阀内有一铜套，钻有三段小孔，铜套中装有一双头活塞，借助拉杆而上下运动。当双头活塞处

于图中位置时，高压水从阀后进水口流入环隙，由铜套的中段小孔流入套内，再从上段小孔进入水压缸，推动活塞向下运动。而活塞下部的低压水，则进入反向阀下段环隙，经下段小孔沿阀背通道，由低压水出口流出。当拉动双头活塞向下时，则上段小孔被隔于活塞之外，高压水经下段小孔流入水压缸活塞下部，使加压板回程，而活塞上部的低压水，经反向阀上段小孔排出。

水压缸内高压水的压力，决定磨木压力的大小；反向阀上中下三段小孔的总面积，决定活塞上下移动的速度。低压水所产生的反压，以及高压水的消耗量，也与小孔总面积有关。

水力加压磨木机附属的水压装置，一般由高低压水槽、高压泵、空压机等组成。为了维持磨木机电机负荷稳定，在高压水系统都装有压力调节器或功率调节器。

新型大北式磨木机磨石直径较大，两个磨木袋对水平面的角度小（只 4° 左右），自动化程度高。

（四）卡米尔式磨木机

卡米尔式磨木机是一种双层水压缸连续自动装料及加压的双袋式磨木机，其构造如图 1-4-12。

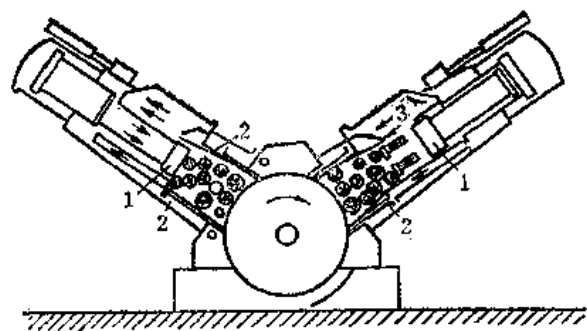


图 1-4-12 卡米尔式磨木机
1—加压板 2—锥形料箱壁 3—加料袋

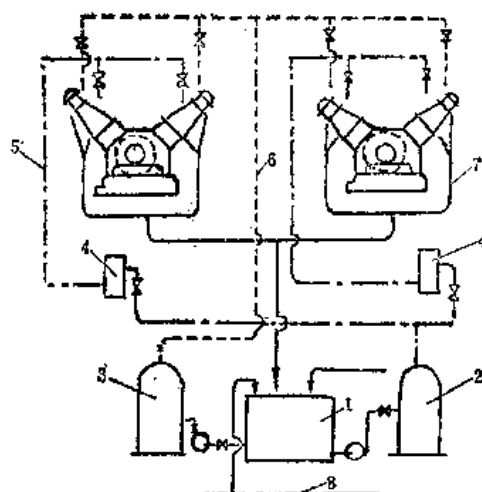


图 1-4-13 卡米尔式磨木机的水压系统
1—乳化液池 2—低压水柜 3—高压水柜
4—压力调节器 5—低压水系统 6—高压水系统 7—回水

卡米尔式磨木机每一个磨木袋的顶端，有套在一起的两个水压缸，分别与加压板和活动料箱壁相联结。当小水压缸通入高压水，使与之相联的加压板加压时，与活动料箱壁相联结的水压缸活塞回程。此时由加压板压原木于磨石。滑动料箱壁全部回程后，连接机构作用于反向阀，改变高压水通入水压缸的通道，使低压水进入大水压缸，推动料箱壁扣住原木向磨石加压。活动料箱壁呈锥形，壁上有弹簧板机。两个水压缸活塞独立而又交替地往复运动，使磨浆操作连续地进行。

卡米尔式磨木机的水压，分高压和低压两个系统。高压水工作压力 2.45×10^6

牛顿/米²(25 公斤/厘米²), 供小水压缸推动加压板喂料用, 低压水工作压力 9.81×10^5 牛顿/米²(10 公斤/厘米²), 供大水压缸推动滑动料箱壁加压原木磨浆用。低压水通过压力控制器, 调整到规定的压力, 使电机负荷稳定。其水压系统如图 1-4-13。

国内使用的卡米尔式磨木机, 其技术特征为: 磨石直径 $\phi 1500$ 毫米, 磨石面宽 1370 毫米, 磨石转速 250 转/分, 电机功率 1400 千瓦, 生产能力 18~20 吨/日。

大北式磨木机和卡米尔式磨木机系利用水力加压, 压力比较灵敏、稳定, 浆料质量容易控制, 也比较均匀。卡米尔式磨木机由于构造复杂, 各自动阀门和水压缸容易磨损漏水, 影响正常操作, 维护工作量大。大北式磨木机系间歇操作, 电机负荷变化大, 故多用一台电机带动两台磨木机。

近代磨木机的改进, 首先在于提高磨木机线速, 增大磨浆负荷。以前磨石的线速为 20~23 米/秒, 现已提高到 28~31 米/秒, 有些磨木机线速更高达 38 米/秒。单位磨浆面积传动的功率由 1000 千瓦/米² 相应地增加到 2200~2300 千瓦/米²。

为了适应磨木机的高线速、高负荷磨浆, 设计了高效的磨石清洗系统。其特点是采用高压喷水清洗磨石, 增加了喷水管数量, 发展了各种水力刮刀, 采用无浆坑磨木。

其次, 提高自动化水平, 使质量控制得到保证。采用自动装木设备和电控制分配阀, 降低过程的空载时间, 大大减少装木所需人力。已经发展了一些用于计算机控制磨浆过程的数学模型。芬兰发展了一种新的 AGMO 系统(自动化磨木浆厂操作者系统)。磨木机自动控制系统可维持操作参数的稳定, 使磨浆在固定压力下进行; 也可根据木材消耗量(检测加压板下降速度)的连续测定来控制磨浆过程, 从而控制每吨浆消耗的能量, 指示什么时间应当刻石, 使浆料质量保持均匀和稳定。

为了和预热木片磨木浆竞争, 芬兰现正发展一种压力磨木浆, 即将整台磨木机封闭, 通入压缩空气, 在压力下磨浆, 同时利用磨浆产生的蒸汽预热原木, 以改进纸浆质量, 又充分发挥磨石磨浆的优点。因此, 磨木浆生产技术, 还在不断发展中。

三、磨 石

磨石是磨木机的基本组成部分, 磨木机的生产能力、单位动力消耗和纸浆质量等技术经济指标, 在很大程度上取决于磨石的质量。磨石是在圆周速度高、负荷大、温度变化大的条件下运转, 因此, 它需适应上述工作条件变化的要求。

磨石分天然磨石和人造磨石两类。人造磨石又有水泥磨石和陶瓷磨石两种。天然磨石已被淘汰, 目前只采用强度大、耐热性能好的水泥磨石和陶瓷磨石。

磨石均由磨料粒子与粘合剂两种物料组成。磨石的性能主要取决于磨料粒子的形状、磨料的粒度、磨石的气孔率和硬度。最适宜的磨料粒子应是多角形的、棱角较平钝的粒子。各种纸浆所要求的磨料粒度如表 1-4-3。

磨石的硬度、组织和气孔率, 取决于粘合剂的质量、性质和与磨料的配比。粘合剂的粘结强度决定磨石的硬度: 粘结强度小, 即磨石软, 磨料粒子易脱落, 磨石磨损快; 反之, 磨石硬度大, 刻石较困难, 刻石后保持尖锐棱角的时间长。最理想的粘合剂是它可以和磨料粒子同时磨掉, 或者比磨料磨掉稍快一些, 这样, 就有可能使磨石表面不断地露出新的磨料粒子, 并长时间保持粗糙的磨石表面。国内陶瓷磨石的硬度, 根据砂轮

表 1-4-3

磨料粒度与纸浆品种

以 $\frac{1}{100}$ 毫米表示 平均粒度数值	石英砂平均粒 度(毫米)	各种规格粒度(毫米)含量(%)				纸 浆 用 途
		2.0~0.84	0.84~0.25	0.25~0.15	0.15以下	
25	0.23~0.28	1~0	18~25	60~62	14~20	很粘的细浆作新闻纸, 印刷纸, 书写纸的纸浆
30	0.29~0.32	1~2	29~32	53~56	13~14	
35	0.33~0.37	2~4	40~46	46~50	10~12	中等细浆作细浆板和包装纸用的纸浆
40	0.39~0.43	5~8	42~45	42~45	5~8	
50	0.48~0.54	0~12	50~55	33~37	0~4	作粗糙的纸板

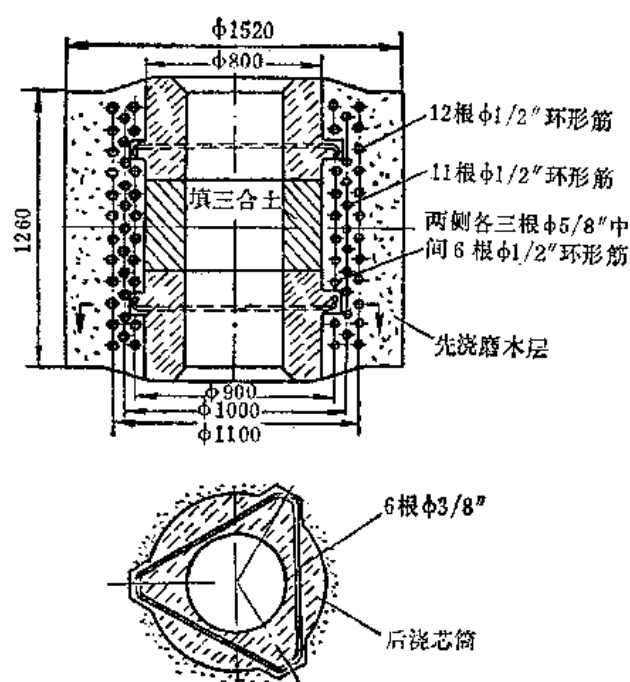


图 1-4-14 石英水泥磨石

硬度分级, 一般用中硬级。

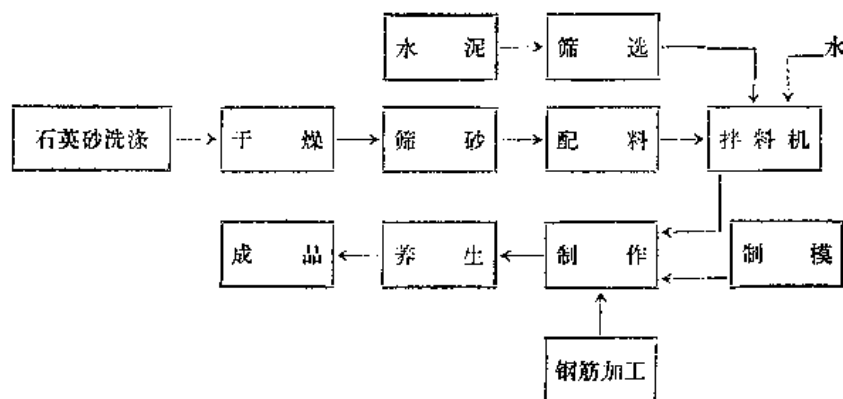
陶瓷磨石的组织分松、中、紧三级, 以磨料率表示。组织是指磨块单位表面上切削刃的数目, 表示在粘结剂介质中磨料粒子的多少, 陶瓷磨块现用的组织属中级范围, 6~8 号, 磨料率 50~46%。

(一) 磨石的制造

1. 石英水泥磨石

石英水泥磨石由工作层和芯筒两部分组成(图 1-4-14)。工作层由石英砂和高标号水泥制成, 芯筒则为混凝土。为了提高磨石的机械强度, 芯筒及工作层均用环向钢筋加固。工作层外部有效工作厚度一般为 200 毫米。

石英水泥磨石的制作过程如下:



制造磨石所用的石英砂粒多数为 20~40 目，经洗涤、干燥、筛选后使用。最近加拿大专家建议某厂采用以下粒度：磨白松用的磨石按 60 目 25%、46 目 50%、30 目 25% 粒度配比，平均粒度 45.5 目。磨杨木用磨石粒度与配比：60 目 50%、46 目 25%、30 目 25%，平均粒度 49 目。水泥要用强度大、耐热和干缩性小的高标号水泥，一般要求出厂期不超过三个月、未受潮、无结块。配料按水泥：石英砂：水 = 2:3.4:0.56~0.58 的体积比混合搅拌，制作工作层。

工作层制作完后，再浇灌芯筒混凝土，芯料配比按：水泥 1 份、江砂 2 份、净卵石 3 份（体积比）、水适量。浇灌时，要注意仔细捣固均匀，使磨石各部组织均一，软硬一致，工作层和芯层接合牢固。

养生对磨石的质量也有很大影响。养生的作用，在于使水泥硬化完全，提高磨石的机械强度和硬度。养生时，每天应浇水 9~10 次，室内温度保持 10~18℃，相对湿度 80% 左右，不受阳光照射和风吹雨淋。磨石制成后，最少应养生 6 个月以上，才能投入使用。

石英水泥磨石的优点是机械强度比较高，能适应一定的温度变化，成本低。但国内现使用的水泥磨石，使用寿命还较短，一般只能使用 3~4 月，刻石较频繁，造成纸浆质量的波动，制造时养生期也长。

2. 陶瓷磨石

陶瓷磨石的工作层是由烧结的陶瓷块装配而成。陶瓷块的磨料粒子是金刚砂 (SiC) 或刚玉 (Al_2O_3) 粒子，以粘土、长石和石英粉等混合料作粘合剂，拌合均匀，在模压机的模具中，以 $1.47 \sim 1.96 \times 10^7$ 牛顿/米² (150~200 公斤/厘米²) 压力压成块坯，置于恒温干燥室内，在 80~100℃ 下干燥 8 小时左右，使其含水量不超过 0.5%，再放入加热炉中，逐渐升温至 1300℃ 左右，保温数小时，并缓慢冷却，如此烧结而成。因此，磨块具有多孔性和很高的机械强度。陶瓷磨块的结构和装配如图 1-4-15 和图 1-4-16。

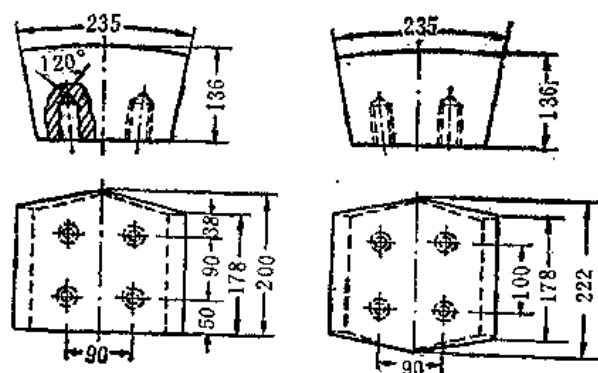


图 1-4-15 陶瓷磨块

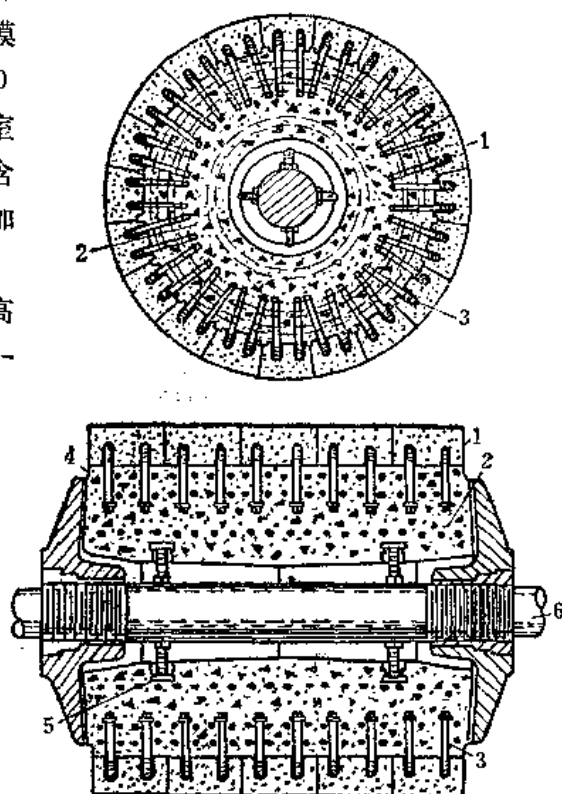


图 1-4-16 用螺栓固定的陶瓷磨石

1—陶瓷磨块 2—水泥芯筒 3—螺栓 4—加强钢筋 5—定心螺丝 6—磨石轴

直径 $\phi 1500$ 毫米、面宽1370毫米的磨石，由140块磨块拼砌而成，每块磨块背面都用螺栓与磨石内芯牢固联结，磨块拼砌用碳化硅-水泥或用环氧树脂钩缝。我国某厂在陶瓷磨石制造中，用钢芯代替水泥内芯，磨块用螺母紧固在钢芯上，并适当加大夹石盘外径，夹紧磨块，在使用中未发现问题(图1-4-17)。

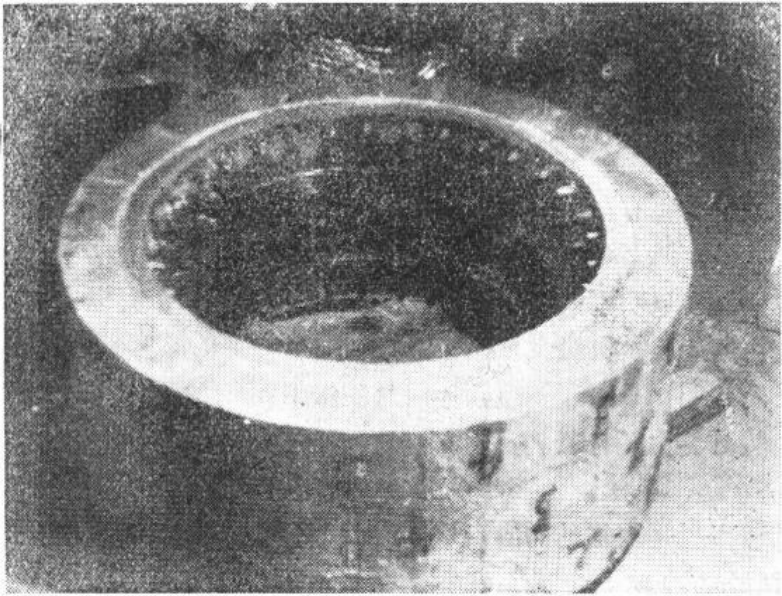


图 1-4-17 钢芯陶瓷磨石

陶瓷磨石机械强度高，刻石周期长，纸浆质量稳定，纤维形态较好，并减轻了操作工人的劳动强度。

我国某厂使用陶瓷磨石和水泥磨石的比较如表1-4-4，两种磨石磨出的纸浆质量比较列于表1-4-5。

由表列数据可看出：陶瓷磨石比水泥磨石使用寿命长十几倍，刻石周期长，磨浆工艺条件稳定，磨出浆料纤维细长，柔软色白，长宽比较大，细小纤维含量较少，浆中含砂量亦少。此外，使用陶瓷磨石后，换石次数大大减少，减轻了劳动强度，产量还有所增加，故各磨木浆厂已逐步推广使用。

陶瓷磨石机械强度高，可提高磨石线速，在启用新磨石时，短时间内即可达到全负荷作业。陶瓷磨石气孔率较高，吸水量大，有助于调节磨石表面温度。因此，它的使用是我国磨木浆技术的一大进步。

(二) 刻石装置及刻石

表 1-4-4 两种磨石刻石周期和使用寿命比较

磨 石 种 类	刻 石 周 期	使 用 寿 命
石英水泥磨石	平均3.5小时	平均 3 月
陶瓷磨石	96~192小时(最长384小时)	36月(最长42月)

表 1-4-5

两种磨石的纸浆质量

产 量 和 质 量	石英水泥磨石	陶 瓷 磨 石
磨木机台时产量 (公斤)	828	948
单位产品电耗 (千瓦/时/吨浆)	1579	1492
打浆度 ($^{\circ}\text{SR}$)	77	74
裂断长 (米)	2670	2580
平均纤维长 (毫米)	0.88	1.00
纤维平均宽度 (毫米)	0.0337	0.035
纤维长宽比	26:1	28.6:1
筛分析: 留于40目 (%)	7.9	13.81
40~60目 (%)	12.1	13.68
60~80目 (%)	6.1	7.51
通过80目 (%)	73.9	65

用于磨浆的磨石表面是具有刻纹的粗糙表面。磨石表面刻纹的型式、粗细和深浅，由所用的刻石刀纹型、刀号和刻石操作所决定，是影响纸浆产量和质量的重要因素。

磨石刻纹的作用，首先在于提高磨木机的生产能力，保证浆料一定的质量。用钝的磨石磨浆，生产能力低，单位电耗高；同时，由于加强了精磨作用，使打浆度升高，脱水困难，甚至强度下降，故当磨纹磨损到一定程度时，即需重新刻石。刻石使磨石的有效面积减小，磨木比压增加，并容许磨下的纤维存留在刻纹的沟槽中，避免受到过度的精磨作用。同时，刻纹还将一定的水量带入到磨碎区，以润滑和冷却磨石与木材的接触界面，不使温度过高，造成木材炭化。

1. 刻石装置

刻石装置有水力与电动两种，由传动机构、导轨、刀架等部分组成。图 1-4-18 表示水力刻石装置。

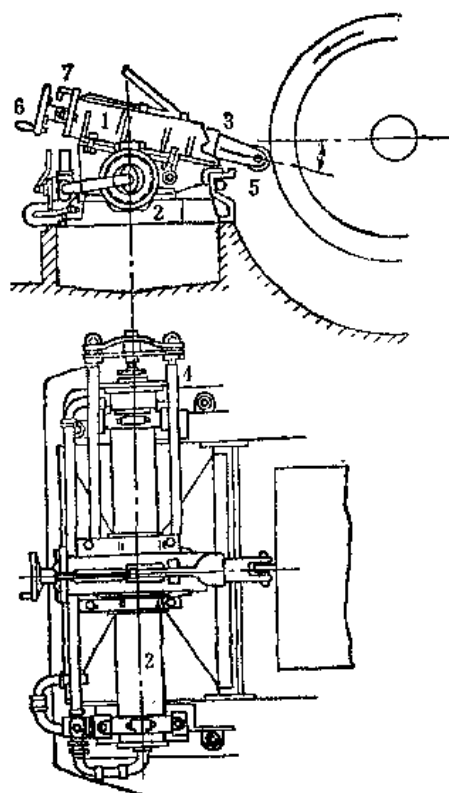


图 1-4-18 水力刻石装置
1—刀架 2—水压缸 3—刀柄 4—拉杆 5—
刻石刀 6—手轮 7—调节螺旋

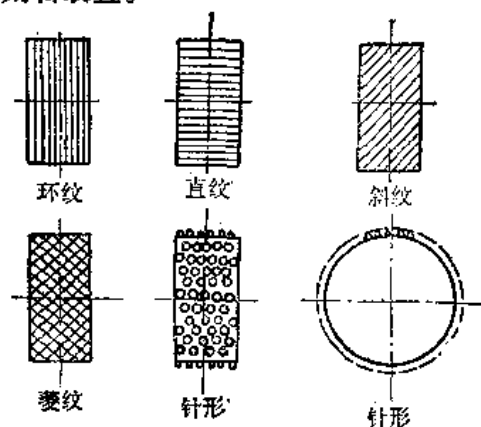


图 1-4-19 刻石刀的刀纹

2. 刻石刀

刻石刀是用无缝钢管加工成的铰轮。刀纹有直纹、横纹、菱纹、斜纹和针形等型式(图 1-4-19)。菱纹与针形刻石刀一般用于找平石面,斜纹用于刻石磨浆。

刻石刀刀纹粗细,用刀号(即每英寸刀辊周长上的刀纹数目)表示,斜纹并注明角度。最常用的是 8~12 目,角度为 20° ~ 30° 的斜纹刻石刀。目数愈大的刻石刀刻出的磨纹愈细,不耐磨,浆料细小纤维多,打浆度高,纸浆强度低。

刻石刀的型式与刀号的选择,除应考虑浆料质量要求之外,还应考虑配用的电机负荷和磨料粒度等因素。一般通用的选择如表 1-4-6。但近来认为,新闻纸用磨木浆宜用

表 1-4-6 刻石刀的选择

磨木浆用途	刻石刀	
	型式	刀号
新闻纸	斜纹	8~10
	菱纹	10~12
二、三号书写纸和印刷纸、烟嘴纸、糊墙纸、褐色包装纸	菱纹	10
挂面纸板、包皮纸板	菱纹	6~8

低号刻石刀刻石,以提高产量和质量。我国某厂试用 4 号斜纹、 28° 刻石刀刻石磨浆,取得了满意的结果。国外还认为刻石刀刀号的选择应根据磨料的粒子大小来决定,其关系如下:

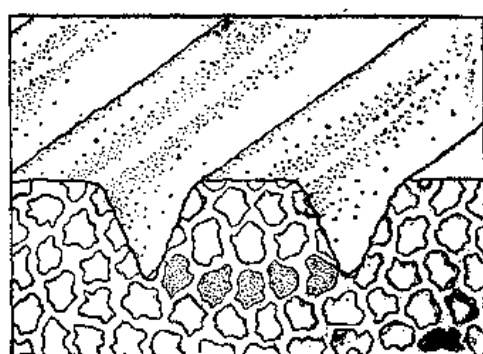


图 1-4-20 刻石刀刀号选择与磨料粒子大小的关系

磨料粒子大小(目)	选用刻石刀刀号
24	4 号或更粗
30	4
36	6
46	8
54	10
60	10
70	12
80	16

这样选择的原因,是为了使刻纹的根基厚度,至少等于配用于磨料中最粗的五颗粒子的厚度(图 1-4-20)。

3. 刻石方法

已如前述,刻石对磨木浆的产量和质量有很大的影响。显然,影响刻石的一个主要因素是刻石深度。刻浅了达不到要求的效果,刻深了又超过了刻石的目的。无论刻浅刻深,不适当的刻石,都会引起浆料滤水度和质量的波动。而且,各次刻石都要求刻出同样的锐度,这是极其困难的。这是因为磨石表面的磨纹沟槽深度一般约为 1 毫米,而在刻石

时，刻石深度只要有 $\frac{1}{10} \sim \frac{2}{10}$ 毫米上下的差别，就会影响到磨石质量，使磨石表面过锐或过钝。而采用现有刻石装置刻石时，难于找到刻石刀在磨石表面的第一个接触点，以便刻石刀的刀纹正好在磨石上原来的沟槽部位，并且刻石刀的刀纹不应去作用于经过调理的纹峰，而仅仅在沟槽(纹谷)底部及直达纹峰侧较高处，剔掉磨料，使纹峰相应地升高，取得所需的“锐度”(图 1-4-21)。此外，现有磨木机的磨石直径大多为 750~900 毫米，要在其径向上掌握准确度达到 $\frac{1}{10}$ 毫米以内的 0.2~0.5 毫米的刻石深度，这也是困难的。因此，长期以来，刻石大多是凭经验，并把它看成是“技巧”。但是，现在我们有

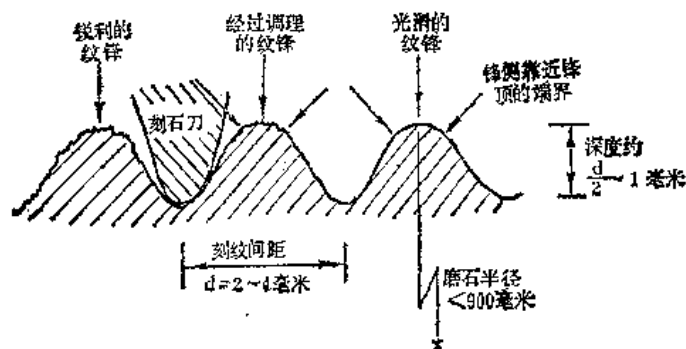


图 1-4-21 传统的刻石型式示意图

可能将刻石置于科学的基础上。为了使刻石操作能尽量接近应达到的纹型和锐度，在实践中应严格遵守下列各点：(1) 正确选用刻石刀；(2) 每次刻石应用新刻石刀，一个刻石刀不应使用多次；(3) 建议使用固定深度刻石刀，每次走刀避免过深的刻进；(4) 刻石进刀应用测微计控制，并按操作规程准确地操作；(5) 加强对刻石装置的维护，及时更换磨损的部件，要避免由于设备处于不良状态，而引起刻石刀的摆动。

刻石作业，一般分为以下几步：

(1) 找平：新磨石在未刻纹以前，先用粗刻石刀，在磨石面上重刻几次，使磨石面平整成正圆。

(2) 整理：磨石在粗略找平之后，用细纹刻石刀再轻刻几次，去掉石面细小不平的地方，然后再刻纹。

(3) 刻纹：用选用的刻石刀，将纹路刻于经过整理的石面上，要求纹路整齐，深浅一致，锐度适宜。对运转中的磨石刻纹，不经找平、整理两步，而直接用 14~16 号菱纹刻石刀去掉原有纹路，即可再刻；或者在原有纹路上直接再刻。

刻纹时，必须对下刀快慢、行刀速度和刻石深浅三个方面加以控制。刻石下刀速度应较慢(约 2~3 秒)，行刀速度应按磨石每转一周，刻石刀前进一个刻石刀轮宽度为宜，即所谓“等速刻石”。采用等速刻石，不会使已刻纹路再次受到刻石刀的作用，打坏已刻好的磨纹。实际上，各厂刻石作业的行刀时间，比上述理论数值相差较大，一般认为，行刀时间最好不要超过 25% 的重复刻石来确定。

刻石深度各厂也掌握不一：一般对石英水泥磨石掌握刻进 0.3~0.5 毫米；陶瓷磨

石的刻石深度一般在 0.5~0.75 毫米。每次刻石深度应用测微计控制。

此外，刻石时，刻石刀只能一个方向走刀，不能反向行刀，以免打乱磨纹。

(4) 去锋：新刻出的磨纹有时过于锐利，可用 16 号或 24 号菱形刻石刀去锋。

为了使各次刻石的进刀深度一致，磨石表面保持相同的有效磨浆面积，现在发展了一种所谓“固定深度刻石”(或“控制深度刻石”)。用于这种刻石方法的刻石刀，刀纹高度较小，只有一般刻石刀刀纹高度的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{4}$ ，齿尖底平，一次刻足，刻石后在石面产生宽的、强度大而又整齐的齿纹，而且各次刻石刻出的磨纹深浅有控制，比较稳定可靠。

(三) 磨石的应力

磨石是脆性材料，在其运转中，由于圆周速度高，负荷变化大，温度也经常变化，使磨石本身承受很大应力。这些应力的产生，不但对制造材料和磨石的强度提出了要求，而且对磨石的操作，也提出了严格的限制。造成磨石内部应力变化的主要因素有压力、温度、水合及旋转等。

1. 压力

磨石单位面积上所承受的压力，在每转一周中都起着急剧的变化。磨石某一单元面积经过磨碎区时，受到原木施加的压力，离开磨碎区后，压力即解除；就是在磨碎区内，由于原木在料箱中的状况不同，承受的压力也在很大范围内变动，由于压力变动，在磨石内部产生交变应力。

2. 温度

磨石在运转中，产生大量的热，磨碎界面温度升高到 130~150°C (出磨碎区浆料的温度在 100°C 左右)；而且磨石每转一周要经过磨碎区、喷水区、浸入浆坑等过程，最大温度波动至少在 20°C 以上，故在磨石内产生相当大的热应力。图 1-4-22 表示一试验磨木机磨石某点在迴转中温度的变化。此外，磨石的导热性差，造成磨石的径向温差；磨石中钢筋与水泥、砂石的热膨胀系数不同，也在磨石中产生应力。特别是新磨石投入运转时，磨石外层温度高于内层，外层膨胀受到内层的约束，因而外层受压应力，内层受张应力。反之，当停机磨石冷却时，外层受张应力，内层受压应力。故在生产中，对磨石的投入运转和停机，都规定了严格的升温、降温规程，当短时停机时，亦需注意磨石保温。

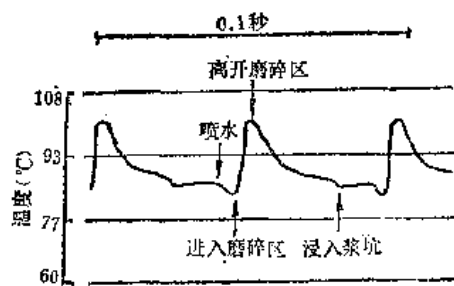


图 1-4-22 在 0.1 秒时间内磨石表面的温度变化

中，对磨石的投入运转和停机，都规定了严格的升温、降温规程，当短时停机时，亦需注意磨石保温。

3. 水合与旋转

磨石在运转中，不断与水接触，使混凝土膨胀，产生一定应力。而磨石连续不断地旋转，使混凝土内芯发生塑性流动，而且由于离心力的作用，也使磨石内部的张应力不断积累增大。

此外，由于磨石组织不均匀，或安装不正造成偏心，引起交变应力；磨石还承受摩擦阻力产生的摩擦力矩；两边法兰盘夹紧磨石而产生的压应力等，使磨石受到多种应力

的作用，而其中以温度产生的应力和迴转产生的离心力最为重要。为此，在决定磨石的圆周速度时，应考虑其许用抗张强度的大小。一般磨石的许用抗张强度与相应的线速关系如下：

水泥磨石： $[\sigma]=2.94\sim4.91\times10^6$ 牛顿/米²(30~50 公斤/厘米²)，

允许线速 $v=20\sim23$ 米/秒；

陶瓷磨石： $[\sigma]=7.36\sim7.84\times10^6$ 牛顿/米²(75~80 公斤/厘米²)，

允许线速 $v=27\sim30$ 米/秒。

但在近代磨木机上，由于使用高强度磨石，允许线速还有所提高。

四、磨浆过程理论

木材磨解生产纸浆的本质，是一个摩擦问题。但由于对磨碎区直接进行测定和研究有很多困难，故磨浆机理仍然是一个在探讨中的问题。

(一) 克利姆(Klemm)的磨浆理论

克利姆把磨木过程分为初级和次级两个过程，初级过程又分为预备阶段和开始阶段。在初级过程的预备阶段，磨碎区产生的热量，使木材结构软化，主要是纤维胞间层的木素塑化，导致纤维和纤维间结合的松弛。接着磨木进入开始阶段，这时由于旋转的磨石表面磨料粒子的切割、撕裂作用，将软化了的木材分离为单根纤维或纤维束。磨木的次级过程则包括对初级过程磨下来的纤维和纤维束进行精磨和复磨。

克利姆将磨石表面一点进出磨碎区所经历的时间，定为初级磨木时间，在初级磨木时间内，磨木进料速度与木材纤维平均直径的比值，叫初级磨木系数。他认为：当初级磨木系数等于1时，磨出的浆料含未受损伤的单根纤维百分率最高，初级磨木时间以50~60毫秒为最适宜。次级磨木过程他用次级磨木系数来表示，即在初级磨木时间内，木材进料的容积和磨纹沟槽总容积的比值。次级磨碎系数大，说明在次级过程中，有更多的浆料受到精磨和复磨。据认为，在一般生产条件下，次级磨木系数以7~10为佳。

克利姆的磨浆过程理论对木素在高温下塑化对磨浆的影响，给予了很大的注意，并试图找出磨木过程中，各种影响因素之间的相互关系，对研究磨木过程做出了一定的贡献。但是，近年来的研究表明：初级磨木系数接近于1的说法，限制了磨木机生产能力的提高；初级磨木时间应为50~60毫秒，也与很多磨木机的实际情况不符。假如在实际上应用这些规定，则现正运转着的磨木机的生产能力，就会大大降低，而且会妨碍磨浆过程的完善，和磨木机结构的改进，妨碍提高磨石线速，从而提高生产能力的道路。近年来磨木机高线速、高负荷的生产实践说明，提高磨石线速，磨木浆的产量和质量都有提高。因此，关于初级磨木时间，和相应的初级磨木系数和次级磨木系数就失去了意义。此外，克利姆认为木素的软化温度为170~190℃，这也是不正确的。实际上，当木素含有一定水分时，从70~80℃即开始软化。还应指出：磨木过程受很多因素的影响，特别是受磨石表面状态的影响，而对此问题克利姆缺乏明确的概念。在磨木过程中，能量的输入、木材、磨石和浆料都在变化而处于对立的统一中。当磨木进行时，对木材来说，既有热的作用，又有机械的作用；从过程的进程来看，既有其阶段性，又有其连续性，各阶段延续的时间非常短暂，而且又相互影响、制约，甚至同时发生，故又不能

截然划分。因此，发展了近代的磨浆理论。

(二) 近代磨浆机理的研究

根据近年来的研究，磨浆进程基本上可分为三个阶段，即：由于热机械作用，木材胞间层塑化；从木材结构上分离纤维；分离下来的纤维和纤维束的精磨和复磨。但这三个阶段不是截然分开的，而是密切地相互影响，部分是同时发生的。

1. 木材的热机械作用

为了说明磨浆过程中条件变化和磨碎区的各种作用，可以把磨浆过程看作是一个能量传递的过程，即是一个将电机给出的能量，通过转动的磨石表面，在磨碎区处，传送到木材结构中的纤维及其伴生物的过程。图 1-4-23 表示磨碎区木材与磨石的示意图。木材受压力 P 的作用压于磨石上，磨石刻纹的纹锋和沟槽，则以速度 v 越过木材。当磨石表面进入磨碎区时，磨纹的沟槽从喷水管得到喷淋水，磨石刻纹和磨料粒子从木材结构上摩擦撕裂下纤维。从木材分离下的纤维数量和质量，即表现为磨木效果。此效果决定于在能量传递过程中，存在于磨碎区间以及存在于木材中的力和热的平衡和相互作用，也决定于传送的能量大小。

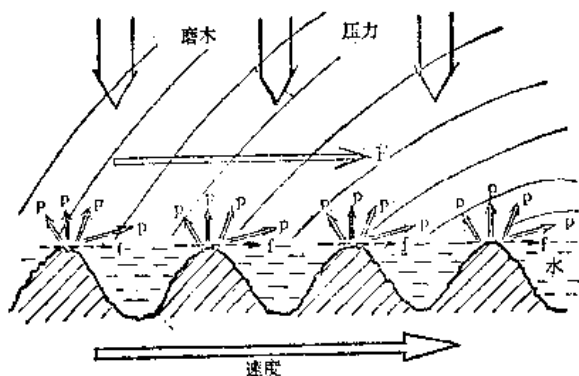


图 1-4-23 磨碎区示意图

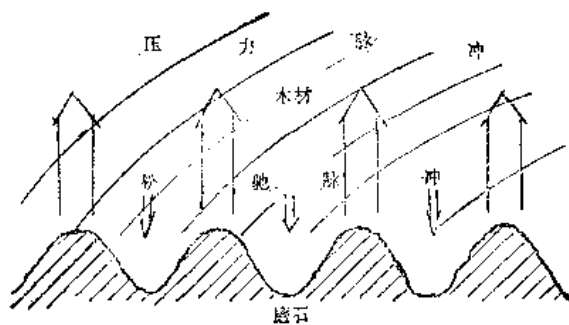


图 1-4-24 压力脉冲和松弛脉冲示意图

(1) 能量的传递：能量通过磨石表面传送到木材，与磨石的转速和表面压力有关。能量传送的形式一种是摩擦能，另一种是振动能。摩擦总是作为能量的形式而出现。就磨木浆生产来说，摩擦能取决于磨石的表面结构，即磨石表面锐度，同时，也与木材接触的磨石有效磨碎表面积有关。

由于磨石表面有刻纹，每当纹锋越过木材结构某点时，在木材表面就会出现一次压力脉冲；而当沟槽越过时，压力消失，木材结构松弛，就出现松弛脉冲。正是通过压力-松弛脉冲的作用，能量又部分地以振动形式传给木材(图 1-4-24)。

阿塔克(Atack)和美耶(May)在十多年前，通过一系列试验，证明通过振动传递能量的重要性。他们将木块压于装有短钢棒的飞轮上磨浆，钢棒呈圆筒状，表面光滑，与木材接触而用水冲洗。因此，磨浆时的摩擦系数极小，从木材上分离下纤维不多，而且由于有水冷却，木块表面没有受到多大的加热。但是，木块里层却受到加热，在距接触表面几毫米深处，形成一层几毫米厚的炭化层。由此说明，由于物料具有弹性，通过变形脉冲可进行能量传递；而由于物料的塑性，这种变形脉冲会被木材吸收，并转化为热，

热积蓄于木材中，在离界面一定深处达最大值，直至使该处木材炭化。

能量的传递和吸收与振动频率和振动压力有关。传送的能量多少，决定于磨石表面每个纹锋施加给木材的压力和压力脉冲的间歇时间，而吸收的能量则受木材的塑性和温度，以及波动频率所控制。高的能量吸收，表示压力脉冲转变为热，而迅速衰减，在木材内通过一较短的距离后，压力脉冲就大量消失；低的能量吸收，则表明压力脉冲在木材内传送的距离较长，然后才完全衰减和转变为热。显然，在上述第一种情况下，靠近木材表面处的温度上升较高；在第二种情况下，热量则分布在木材内部较大范围内，靠近木材表面温度不会升高很多。

木材的塑性不仅与木材的材种有关，而且还与水分含量和温度有关。不同的材种、含有不同水分的木材磨浆时，需要不同的功率，木材性质不同是其原因之一。

振动频率取决于磨石的圆周速度和磨石表面刻纹的分布——即刻石刀号数。按照一般生产条件，振动频率为4000~12000赫芝。

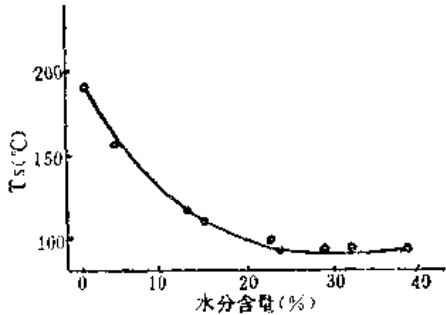


图 1-4-25 木素软化温度与含水量的关系

(2) 木材的热反应：木材吸收能量转变为热，温度升高，引起木材性质的变化，即为木材的热反应。

表 1-4-7 木素、纤维素、半纤维素的软化温度

试 样			软 化 温 度 (°C)	
			干燥状态	含水状态 (含水%)
木 素	云杉	二氧六环木素 $M_w=32000$	146	92 (7.8)
	云杉	酶解木素	192	91 (9.9)
	云杉	高碘酸盐木素	193	116 (12.8)
	桦木	高碘酸盐木素	179	123 (12.2)
	杨木	二氧六环木素	134	78 (7.2)
	松木	木素磺酸钠盐	235	118 (21.2)
	云杉	高碘酸盐木素磺酸钠	214	77 (27.3)
	云杉	高碘酸盐碱木素	195	102 (20.0)
	红松	Asplund 纸浆磨木木素	150	70 (13~30)
半纤维素	松木	聚葡萄糖-甘露糖	181	56 (19.6)
	桦木	酸聚木糖	217	142 (22.4)
	桦木	钾聚木糖	167	54 (23.3)
	红松	Asplund 纸浆半纤维素	210	20 (60)
纤维素	Avicel		253	250 (9.2)
	云杉	漂白亚硫酸盐纸浆	231	222 (12.2)
	云杉	未漂硫酸盐纸浆	245	239 (12.4)
	红松	Asplund 纸浆纤维素	240	240 (13~28)
木 粉	云杉	木粉	255 230	141 218 (23)
	云杉	木粉		90 (—)
	桦木	木粉		75 (—)

果林(Goring)研究了木素、纤维素等木材组分的受热软化问题。他发现：随着温度升高到某点以上，木素开始软化，其软化程度决定于木素的水分含量和温度间的相互作用(图 1-4-25)。各种成分的软化温度如表 1-4-7。

从表可看出：对于绝干物料，各有下列软化温度：木素 134~235℃；纤维素 231~258℃；半纤维素 167~217℃。当水分含量为 30~40% 时，木素的软化温度降到 90~100℃；半纤维素降低到 85℃。纤维素尽管水分含量达 25%，其软化温度没有明显的变化。

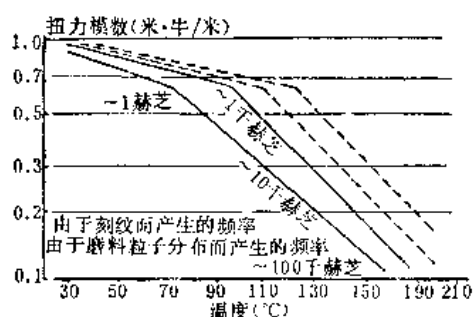


图 1-4-26 木材的扭力模数与温度的关系

对木材进行研究也发现在木材中出现同样的效应，引起木材弹性的降低(图 1-4-26)。这说明：随着温度的上升，撤除变形力作用后，木材从其变形状态回复到原来状态的能力大大下降。显然，在这种情况下，木材已吸收了变形作用力所作的功的一部分。由于这部分功转变为热，使温度上升，木材结构进一步软化，塑性增加，因而能更快地吸收压力脉冲，使温度又进一步升高，直至木材结构变得如此软化，以至在压力下发生

破裂，离解为纤维、纤维束和细小纤维。

木素较纤维素更易于软化。在胞间层木素浓度最高，这部分木素起着粘结纤维的作用。在细胞壁外层，也有较高的木素浓度，而在细胞壁内层，木素浓度较小。由于这一化学成分分布，如果切向摩擦力升高到木材破裂所必须的压力以前，温度已升高到足够高的温度，则纤维沿胞间层分离。反之，如在木素还没有软化以前，摩擦力已增加到引起木材破裂，则木材结构就会在细胞壁任意处破裂，以致产生碎木屑和小木块，或者是破损了的纤维和粉状细料。

这些作用均发生在磨石表面的纹锋，一旦木材结构破裂而生成纤维和水的浆状混合物，这种混合物就立即从纹锋流到沟槽中。

由此可见，切向摩擦作用力的速率和径向振动力两者的能量分布，是磨木过程的关键，同时又是决定磨浆质量的一个重要因素。两种作用力的比值，决定于木材与磨石表面间的摩擦系数。在同一输出功率下，摩擦系数愈大，切向作用力就愈大，摩擦系数愈小，则径向作用力愈大。因此，在磨木过程中，磨石表面越粗糙，则切向作用力增加，木材在纤维分离之前受到加热不多，磨浆结果表现出浆料中碎木块和纤维束，以及粉状细料含量多。磨石表面越钝，径向作用力增加，木材在破裂之前，受到较多的加热，此时即会有较多的纤维沿胞间层分离，得到较柔韧的纤维。

除开上述木材的热反应之外，在此阶段还发生少量的化学变化，如木材的一些易挥发性组分的受热挥发，热水抽出物的溶出，部分易水解的半纤维素水解等。在磨浆过程中有机物的全部损失量：云杉为 2.5~3.5%，杨木为 3.5~5.0%。

(三) 从木材结构分析纤维的解离

已如前述，木材受到热反应后，结构变软，在摩擦和压力作用下而离解成纤维物

料。但结构软化只是为木材离解成纤维物料创造了条件，而离解本身却需要相应的力的作用。为了说明磨浆过程中纤维离解进程的特征，布列奇希米特(Bleichschmidt)提出了比磨碎时间和比磨层厚度的概念。比磨碎时间表示磨石转动一个磨纹间距的时间，即：

$$t_s = \frac{a}{v_u} \quad (1-4-1)$$

式中 t_s ——比磨碎时间(秒)；

a ——相邻两磨纹的间距(毫米)；

v_u ——磨石圆周速度(毫米/秒)。

在比磨碎时间内的喂料速度叫比磨层厚度，以 v_H 表示喂料速度(毫米/秒)， d_s 比磨层厚度(毫米)， v_s 在比磨碎时间内的喂料速度，则根据比磨层厚度定义： $v_s = d_s$

$$v_s = t_s v_H$$

$$\text{故} \quad d_s = v_H \frac{a}{v_u} \text{(毫米)} \quad (1-4-2)$$

这样，在磨石转动一个刻纹间距时间内，木材被压向磨石的料层厚度，可作为磨浆的特性指标。

例如：生产用 10 号刻石刀，刻纹间距 $a = 2.54$ 毫米，磨石圆周速度 $v_u = 20$ 米/秒，喂料速度 $v_H = 50$ 毫米/分。

$$\text{则比磨碎时间 } t_s = \frac{2.54}{20 \times 1000} = 1.27 \times 10^{-4} \text{秒}$$

$$\text{比磨层厚度 } d_s = v_H t_s$$

$$= \frac{50 \times 1000}{60} \times 1.27 \times 10^{-4}$$

$$= 0.1 \text{微米}$$

当喂料速度、磨石线速和刻纹间距为最大或最小时，比磨层厚度介于 0.07 至 0.2 微米之间。例如云杉管胞直径为 20~40 微米，显然，磨石每转动一个刻纹间距，木材向磨石喂送的料层厚度只约为一根纤维直径的 $\frac{1}{600}$ 至 $\frac{1}{100}$ ，换言之，要使喂料的厚度达到一根纤维的直径，则磨石需要转动 100 至 600 个刻纹间距的距离，即一根纤维要受到 600~100 根刻纹的作用，从而可以得到一根纤维从木材结构上分离下来的延续时间：

比磨碎时间 t_s 5×10^{-2} 至 20×10^{-2} 毫秒；

比磨层厚度 d_s 0.07 至 0.2 微米；

云杉管胞直径 d_F 20~40 微米；

比磨层厚度对纤维直径之比为 $\frac{1}{600}$ 至 $\frac{1}{100}$ ；

一根纤维从木材结构上分离的延续时间为 5 至 120 毫秒，即 0.005 至 0.12 秒。

由于木材在 4000~12000 赫芝频率的高频压力脉冲作用下，产生热量，使木素和半纤维素塑化，纤维间结合减弱，又在很高的切向力作用下，木材结构受到磨料粒子和磨石刻纹的压揉、擦伤、切割、撞击等作用，就一根纤维来看，从与磨石接触到分离下来这段时间内，受到 100~600 根磨石刻纹的作用，更不用说受到磨料粒子成千上万次的

挤压、切割和撕裂作用，不仅使纤维从木材结构上分离下来，而且使部分纤维细纤维化，或生成纤维碎片，甚至也引起纤维结构的变化，使整根纤维壁的 S_2 层结构沿着其螺旋面破裂、卷曲，形成柔软的带状纤维(图 1-4-27)。

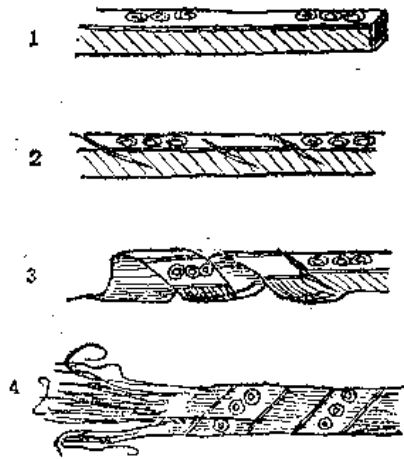


图 1-4-27 纤维沿着 S_2 层螺旋面破裂而形成卷曲的纤维和细纤维化示意图
1—纤维 2—纤维上的裂缝 3—纤维上的裂缝沿着 S_2 层的螺旋线扩大而形成带状卷曲的纤维 4—带状纤维进一步细纤维化

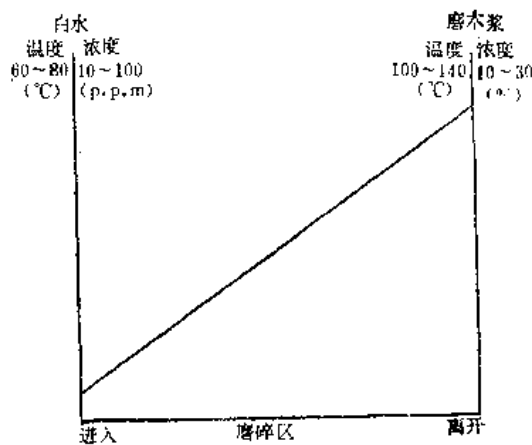


图 1-4-28 磨碎区进出口物料温度和浓度的变化

(四) 被分离下来的纤维和纤维束的精磨

被分离下来的纤维和纤维束，当通过磨碎区时，一部分受到进一步的磨碎、切断和细纤维化，这些作用在很大程度上，取决于磨石的表面状态。锐利的磨石主要使纤维切断和撕碎，较钝的磨石主要将纤维压溃和细纤维化。另外，这些作用还与磨石表面沟槽的容积和磨纹的堵塞情况有关。

此第三阶段对所生产的浆料质量有一定的影响，但它不是原则的变化，而可看作是第一、第二两部分的从属和补充。

在磨木浆生产中，磨碎是在磨碎区进行的。对磨碎区进行观察，即会发现在磨木过程中操作条件的变化情况(图 1-4-28)。当磨石表面进入磨碎区时，带入的是白水，其温度和浓度是白水的温度和浓度。随着磨木过程在磨碎区里的推进，纤维和白水混合物的浓度上升至 10~30%，有时还更高一些。与此同时，温度将从 60~70°C 升高至 120°C 或以上。当纤维和白水混合物离开磨碎区，即不再承受磨木压力时，其温度随即很快地下降至 100°C 左右，这是磨木过程操作条件变化的特征。

为了说明磨木过程中各种因素的相互作用，再对磨木过程作较详细的分析。图 1-4-29 表示磨碎区的完整分析示意图。从木材上分离下来的纤维被水冲洗至沟槽中，形成纤维悬浮液。由于离心力作用，此悬浮液被甩向木材。从计算得出，磨碎区构成的离心力要比重力吸引力大 60~130 倍。由于纤维细胞腔中通常都有空气，或附有微细气泡，比重比水小，纤维当悬浮于水中。在同样的离心力引力场内，纤维和水相比，纤维受到的离心力小，水受到的离心力大，相对地纤维将向磨纹沟槽底部集结，而水的离心力将更多地去反抗木材的压力。这样，对这部分纤维来说，就防止了在纹锋和木材之间的界

面处受到进一步的磨碎。如果磨下来的浆料充满了沟槽，就有可能接连不断地漫过纹锋，受到进一步的磨碎，使浆料的打浆度升高。

由于振动而产生的内热和由于摩擦而产生的外热，都集中于磨纹的纹锋，故会使界面温度瞬间有较大的升高。在纹锋顶端，可能有一层很薄的水膜，起着润滑和调节温度的作用。根据计算，如水层厚 0.1 毫米，则每移动 1 毫米，温度可升高 2°C 。在磨碎区内移动数厘米的距离，就可能使水的温度上升到在磨木压力下变为蒸汽的温度。这一蒸汽压力又可能把木材和磨石的接触界面分开，使更多的白水流入界面，降低界面温度和摩擦系数。这就保证了磨木压力、磨石表面粗糙度、线速、温度和水量等的平衡。当然，在磨纹沟槽中的水温亦会逐渐升高，在磨碎区末端达到远高于在常压下产生蒸汽的温度。

上述表明：磨浆的生产速率和纤维的特性，取决于摩擦能和振动能的比值，以及两者的总和，还决定于磨木过程中的温度状态。但两种能量的平衡，决定于磨碎表面的摩擦系数。磨木压力关系到传送的能量，白水用量影响摩擦系数，也关系到纹锋的水膜和沟槽存水的温度。而这些都会极其敏感地在磨木结果上反映出来。

因此，要想获得最好的磨浆结果，必须严格控制所有主要的操作条件。首先，要避免磨木压力和白水压力的自发波动，防止石面堵塞。其次，要改进刻石刀设计，务使能有条件做到高度控制的刻石操作。还要更深入地研究磨浆过程，务求能理解磨浆过程各个因素的相互作用，并找出控制这些作用的途径。最后，还需要快速而有效的检验方法，随时进行必要的检测，以校核磨木过程的发展以及控制操作的效果。

五、影响磨浆的因素

在磨木浆生产中，影响磨浆的因素很多，主要的有原木、磨石、输入的功率和磨浆用水等方面。各方面的影响因素在磨浆过程中又是相互联系，相互制约的。为了达到优质、高产、低消耗，必须掌握这些因素的相互关系，全面考虑，灵活地控制和调节。

（一）原木的质量

原木的质量包括木材的水分、比重、材种，以及树节、弯曲、腐朽等。原木的质量直接影响纸浆的质量、动力消耗和磨木机的生产能力。

根据我国的生产实践经验：原木含水量以 40~45% 左右为最适宜。水分低于 20~

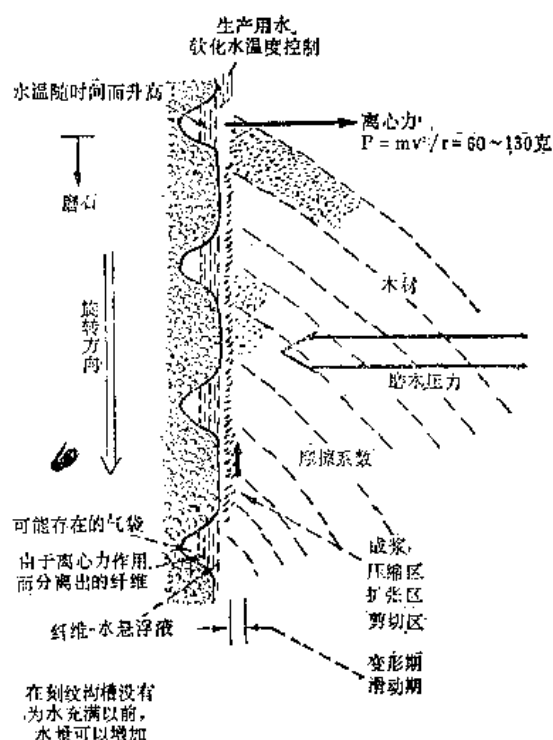


图 1-4-29 磨碎区的完整分析示意图

30%的木材用于磨浆，则产量低、质量差、动力消耗也大。木材含水量超过50%，也会带来不同程度的产量下降。图1-4-30表示磨木浆质量与木材含水量的关系。由图可看出：木材是否经过干燥，干燥程度如何，也是非常重要的因素。通常新材比风干材或干燥过的木材容易磨出长纤维的磨木浆。风干材（含水量在18%以上）在浸水达到同样含水量之后，纸浆质量也不低于新材。但过度干燥过的木材，即使浸水达到新材含水量，生产的磨木浆质量仍然要低得多。此外，使用风干材，还会降低磨木浆的白度，特别在夏天尤为严重。

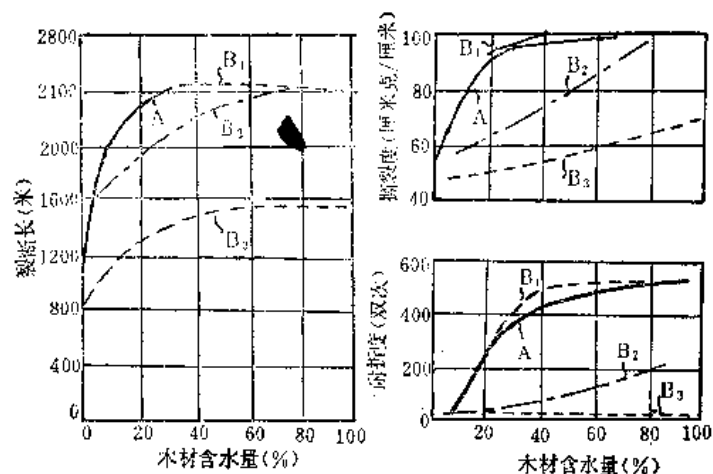


图 1-4-30 磨木浆质量与木材含水量的关系

A—新材(含水量80%) B₁—风干材(含水量20%) B₂—过度干燥木材(含水量5%)
B₃—绝干材(含水量0%)

一般用于制造磨木浆的木材，针叶材有鱼鳞松、沙松、臭松和马尾松，阔叶材有杨木和桦木等。鱼鳞松、沙松等都是生产磨木浆的很好材种，得到的浆料色泽较白，纤维较长，产量亦较高，电耗较低。马尾松的细胞壁较厚，磨木电耗较高，得到的浆料纤维较粗，不够柔软，滤水性差，且带有灰黄色，但生长较快，比重大，得率高。杨木的比重较松木高，青杨的年轮较窄，纤维细长，组织细致，纤维的形态好，打浆度易控制，产量较高。白杨的年轮较宽，纤维短，组织疏松，因此生产的浆料纤维短，打浆度不易控制，但白杨色浅，浆的白度高。由于木材的性质不同，故在磨浆工艺上亦有差别，如我国对马尾松的磨浆经验应采用高负荷、钝石面，高温低浓磨浆；杨木磨浆一般采用低负荷，钝石面磨浆。因此，当磨木浆的打浆度相同时，磨木电耗：杨木最高，鱼鳞松最低；而磨木浆的产量：鱼鳞松最高，杨木最低。

木材的年轮宽窄对磨木浆生产有一定的影响，窄年轮的木材，组织紧密，比重较大，生产的纸浆纤维细，产量也比较高。同种木材直径大者磨出的纤维粗长，直径小的磨出的纤维短小。含有腐朽的木材，浆中的粉状细料含量高，强度低。水上贮存的沉水木，材质较好，在生产中应采用高负荷，用锐利的石面磨浆。树节硬度大，容易不均匀地破坏磨石刻纹，加大动力消耗，降低纸浆质量，故用于磨木浆的原木，在备料时应除去树节。

(二) 磨石的表面状态

磨石的表面结构决定其磨浆特性。刚刚刻石以后，纹锋锐利，暴露出的磨料粒子也多锋利。因而，开始一段时间，磨木作用以切割纤维为主，虽产量高，单位电耗较低，但生产的纸浆，多短硬的纤维和粉状细料。所以一般刻石后要去锋，控制其表面粗糙度。经过一段时间磨浆以后，磨料粒子成钝圆，磨石表面取得必要的调理，得到质量适宜的磨木浆。磨石表面一旦磨蚀变钝，粗糙度减小，产量降低，电耗升高，打浆度升高，则需进行刻石，改进其锐度。所以，在一个刻石周期中，有自动磨钝阶段(I)、主要磨木阶段(II)和缓慢下降阶段(III)之分(图1-4-31)。各不同阶段中的产量、质量和电耗的变化情况，列于表1-4-8。

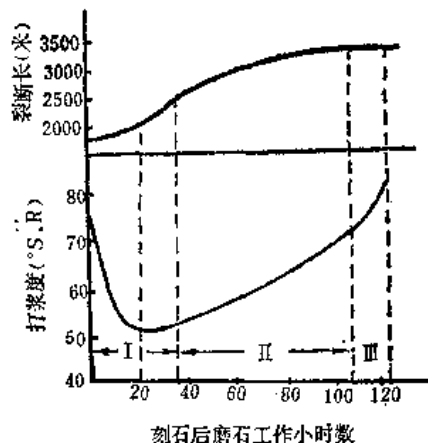


图 1-4-31 在一个刻石周期内，磨石的工作阶段和纸浆质量的变化

各阶段时间大致分配为：自动磨钝阶段约占刻石周期的25%，主要磨浆阶段占50%，其余为缓慢下降阶段。生产中经常采用的刻石后去锋，就是为了缩短自动磨钝阶段，适当提高这一阶段浆料的质量。

表 1-4-8

刻石周期中浆料技术经济指标的变化

磨木机负荷不变时	刻石以后	自动磨钝阶段	主要磨木阶段	缓慢下降阶段
产量 单位动力消耗 打浆度 强度性质	大大增加 大大减少 大大下降 很低	稍有下降 略有增加 稳定或继续略有下降 上升	进一步略有下降 进一步略有增加 开始上升 进一步上升	大大下降 迅速增加 迅速上升 保持稳定
	以切断作用为主，磨碎区的温度下降，多粗硬和粉状的纤维	切断作用逐渐为精磨作用代替，磨碎区温度回升，纤维较长柔软，粉状细小纤维减少	磨浆条件最适宜，以分离和精磨纤维为主，浆料柔软，细小纤维化良好，细小纤维以胶状细料为主	精磨作用增强，细小纤维过多，打浆度大大增加

为了稳定磨木浆质量，除须稳定其它操作因素之外，应尽量使磨石表面状态少发生改变；即或是目的在于改变磨石表面状态的刻石操作，也要力求不要使各次刻石有大的差别。这就要求采用强度大的磨石，延长刻石周期，并保证能稳定有效磨木面积的刻石操作。近十几年来，国外一般通过下述措施来延长刻石周期，减少磨木浆质量的波动，对稳定高速纸机的运行，收到了很好的效果。这些措施是：

(1) 增大电机容量：石面钝否是与电机容量相对而言的。电机能力不大，石面钝了，磨木速度降低，就需要刻石。如果电机能力加大，即或石面变钝，磨木机仍可在钝石面高负荷下运行，也就可暂缓刻石，刻石周期也就加长了。因此，近年来，新建和改建的磨木机，都配用了较大容量的电机。

(2) 加强石面清洗：据国外报导：链式磨木机如磨碎区前不用白水冲洗石面，则磨石带入磨碎区复磨的浆料为总浆料量的 13%，降低磨石浸入浆坑深度，并用 2.80×10^5 牛顿/米² (2.85 公斤/厘米²) 压力的白水在磨碎区前冲洗磨石，则带入的复磨浆料降低到 8.8%。带入的复磨浆料减少，相对增加了石面的锐度，因而可延长刻石周期。

(3) 使用钢丝轮刷：在磨纹为浆料或其它树脂类胶粘物堵塞时，可使用钢丝轮刷清除，有助于延长刻石周期。国外有的厂平均刻石一次，用钢丝轮刷刷洗石面四次，大大减少了刻石次数。

国内某厂使用 4 号 28° 斜纹刻石刀刻石后，经过相应的操作调整，如：刻石压力稍重（刻石深度约 1.3 毫米），有时还用 16 号菱形刻石刀再轻刻一下，使刻纹清晰；刻石后提高浆坑挡板高度，适当提高浆坑浓度，以增加复磨浆料量；而当负荷增大时，再逐渐降低挡板高度和调整浓度，并且降低磨浆的石面负荷。使刻石周期从平均 36 小时增加到 90 小时以上（磨白松），而且浆料质量得到改善，而对稍低的负荷来说，磨木机产量差不多保持相同（磨杨木也有相似的结果）。因此，刻石后的去锋（钝石）并不是调整质量的好办法。

(三) 磨木比压

磨木比压是磨浆过程的另一重要因素。在磨浆过程中，由于木材与磨石实际接触的有效磨碎面积在不断变化，而且不了解木材对磨石的摩擦力到底有多大，故木材加于磨石的压力在很大范围内变动，并难以精确测定。在小型试验磨木机上，在固定负荷下磨碎方形木块，测定木材对磨石的压力而求出的摩擦系数如图 1-4-32 所示。由图可看出：摩擦系数随磨木比压的增加是增加还是降低，取决于磨石的锐度。这意味着，自动控制负荷时，将根据磨石的锐度调整磨木比压，

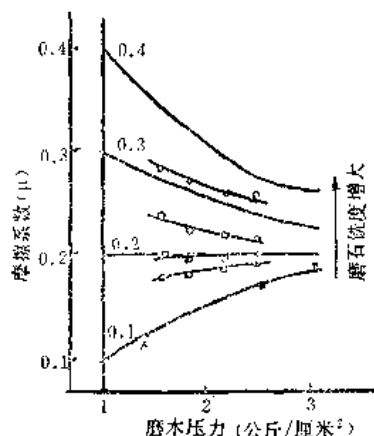


图 1-4-32 摩擦系数随磨木比压的变化

磨石愈锐利时，磨木比压应愈低。

从能量的传递已知，磨浆时磨木比压和压力脉冲的间歇时间，决定向木材传送的能量。在输入功率一定的情况下，摩擦系数越大，切向力就越大；摩擦系数越小，径向力就越大。因此，当有效磨碎面积和摩擦系数不变时，如磨木机的负荷自动控制在固定的水平上，则实质上木材对磨石的压力也就保持不变。磨木比压对产量和质量的影响，等于功率消耗对产量和质量的影响。研究表明：在给定的磨木机上，当其它条件保持不变时，产量随电机负荷的平方而增加，但打浆度要降低。如保持打浆度（或游离度）不变，则产量随电机负荷（或磨木比压）的提高而直线上升，因此发展了高负荷磨浆。国外有的厂将老式链式磨木机加以改造，将 800 千瓦电机更换为 4000 千瓦的电机，磨石线速从 18 米/秒提高到 40 米/秒，磨石直径加大到 1800 毫米，采用无浆坑磨木，日产量从 18 吨提高到 80 吨。我国某厂将双链式磨木机的主电机由 1500 马力的感应电动机更换为 1120 千瓦的同步电机，提高电机出力，同时加强工艺管理和设备维护，在其它条件未变的情况下，使单台磨木机的产量由 18 吨/日提高到平均日产 22 吨，刻石后质量恢复

正常所需的时间减少了 50%。

为了保持磨木机电机负荷的稳定，在一般情况下，磨木比压和磨石锐度的配合原则是：高比压、钝石面；锐磨石、低负荷。所以当磨石逐渐变钝时，为了保持磨木机预定的产量，应相应地提高磨木比压。就单位功率消耗来看，锐利的磨石在低负荷下磨浆，比钝石面在高负荷下磨浆，要消耗较高的功率。

水力加压磨木机，磨木比压可按式计算：

$$p_e = \frac{p \pi d_0^2 \beta_1}{4 F_e} \text{ (公斤/厘米}^2\text{)} \quad (1-4-3)$$

式中 p ——磨木机水压缸的水压(公斤/厘米²)；

d_0 ——水压缸的活塞直径(厘米)；

β_1 ——由于摩擦产生的压力损失系数，一般等于 0.75；

F_e ——磨木机的有效磨木面积(厘米²)。

$$F_e = \beta b l \text{ (厘米}^2\text{)} \quad (1-4-4)$$

式中 β ——磨石工作面的有效利用系数，等于 0.75~0.95；

b ——磨木长度(厘米)；

l ——磨木弧长(厘米)。

对于机械进料的链式磨木机，其磨木比压根据有效功率消耗计算近似值：

$$p_e = \frac{102 N_e}{\mu_e F_e v} \text{ (公斤/厘米}^2\text{)} \quad (1-4-5)$$

式中 N_e ——实际用在磨木上的功率(千瓦)；

μ_e ——磨木的摩擦系数，通常为 0.15~0.25；

v ——磨石线速(米/秒)。

一般大北式磨木机的磨木比压为 $1.47 \sim 2.35 \times 10^5$ 牛顿/米² ($1.5 \sim 2.4$ 公斤/厘米²)，普通链式为 $1.77 \sim 2.45 \times 10^5$ 牛顿/米² ($1.8 \sim 2.5$ 公斤/厘米²)，大型链式为 $2.75 \sim 3.53 \times 10^5$ 牛顿/米² ($2.8 \sim 3.6$ 公斤/厘米²)，环式磨木机约 2.26×10^5 牛顿/米² (2.3 公斤/厘米²)。新闻纸用的磨木浆，通常磨木比压较低，而纸板用的磨木浆，则多采用较高的比压。

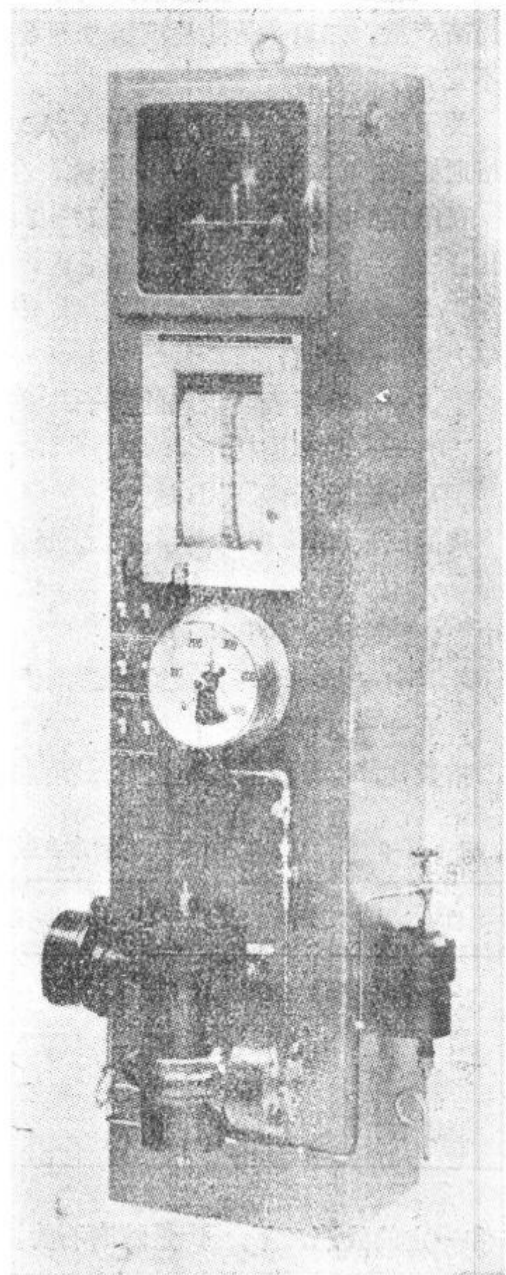


图 1-4-33 磨木机负荷控制器

磨木比压与装料操作有密切关系，装原木于料箱时，应放置紧密、整齐，大小搭配，保证木段与磨石轴平行，卡边材应选用单根整木段，防止跑链和卡木。

为了维持磨木比压稳定，水力加压式磨木机一般都装有压力调节器或电力负荷调节器，环式磨木机装有恒功率调节器。图 1-4-33 为一种带有记录装置的磨木机负荷控制器。链式磨木机国内各厂多用可控硅直流电机调速系统，保证磨木机负荷稳定。

(四)磨石的线速

磨木机目前发展的趋势之一是提高磨石线速，增大磨浆负荷。一些老式磨木机，磨石的线速仅 18 米/秒，现代生产的磨木机，线速为 28~31 米/秒。还有人试用大直径磨石，以提高线速。提高线速的主要原因，在于在一定的磨木比压下，负荷能够增加，因而能提高产量。如果负荷随速度增加而增加，产量也成正比例增加，则单位功率消耗将保持不变。

关于磨浆变数(磨石的锐度、输入功率和磨石的线速等)对磨木浆质量的影响，根据伯格斯托姆(Bergström)等人的研究，在此介绍如下：

在给定的磨木机上，线速在 17~24 米/秒范围内，当其它条件不变时，产量按下式变化：

$$P = SW^2/V \quad (1-4-6)$$

式中 P ——产量；

S ——磨石表面状态的因子；

W ——功率消耗；

V ——磨石的圆周速度。

浆的质量(游离度、湿强度、裂断长和透气度等)按下式变化：

$$Q_i = KS^{a_i}(W/V)^{b_i}V^{c_i} \quad (1-4-7)$$

式中 Q_i ——测定的某质量；

W/V ——和磨木压力成比例的因子；

K ——常数。

指数 a_i, b_i, c_i 已经实验测定。其值列于表 1-4-9。由上可看出：在一定的输入功率

表 1-4-9 磨木变数对纸浆质量的影响

质 量 项 目	S 的 指 数 a_i	W 的 指 数 b_i	V 的 指 数 c_i
加拿大标准游离度	+2.8	+1.5	+1.1
湿强度	-1.4	-1.0	-1.1
裂断长	-1.3	-1.5	-0.5
透气度	-1.1	-1.1	-0.3

W 和一定的线速 V 下，产量随磨石的锐度变化而变化，同时，游离度根据下述关系而下降：

$$\text{游离度} = KP^{2.5} \quad (1-4-8)$$

即当产量增加 5%，游离度升高 15%。

在固定的磨石线速下，为了维持原有的游离度，显然要求增加输入功率，而输入功率的变化必须满足如下的要求，即：

$$S^{2.8}P^{1.5} = \text{常数} \quad (1-4-9)$$

或 $P = K/S^{1.9} \quad (1-4-10)$

这意味着随着磨石变钝，为保持稳定的游离度，输入功率必须显著地增加。在一个刻石周期内，如果磨石的锐度容许降低 20%，则输入功率将提高近 40%。而单位能量消耗变化很小。

如固定输入功率，而增加磨石线速，则按(1-4-6)式意味着产量降低。磨石线速对纸浆质量的影响，根据(1-4-7)式，结果是在输入功率固定时，提高线速，游离度降低，强度上升。一般说来，当提高磨石线速时，应尽可能增加输入功率，这样产量显著增加，而对强度的影响较小。

根据(1-4-7)，当磨石表面状态和输入功率固定时，纸浆质量随磨石线速的变化为：

$$Q_i = KV^{a_i-b_i} \quad (1-4-11)$$

对裂断长来说：

$$\begin{aligned} \text{裂断长} &= KV^{-0.5-(-1.5)} \\ &= KV \end{aligned} \quad (1-4-12)$$

即裂断长随磨石线速的增加而增加。

对游离度来说：

$$\begin{aligned} \text{游离度} &= KV^{1.1-1.5} \\ &= KV^{-0.4} \end{aligned} \quad (1-4-13)$$

即游离度将随磨石线速的增加而降低。

同样根据(1-4-7)式，当输入功率随磨石线速按比例增加，则游离度将增加，湿强度将降低。在游离度和裂断长之间，则有裂断长是游离度对数的直线函数的关系。

但是磨石线速的增加，受磨石机械强度的限制。提高线速，甩掉水的离心力随速度的平方而增加，因此，要在进入磨碎区的磨石表面保留水分就更加困难，在某种条件下还可能使水和纤维分离，把纤维留在石面引起磨纹堵塞的倾向。此外，磨石线速升高，产生的热量增加，必须采取措施吸收增加的热量。为使磨石冷却，必须增大喷水量或降低喷水温度来调节。

在磨石运转中，随着磨石工作层的不断磨损，磨石线速相应减小。为了稳定磨浆的产量和质量，必须处理好进料速度和磨石线速之间的关系。以便磨石线速高时，质量有保证；线速减小时，产量较稳定。

(五) 磨浆温度和浓度

在磨浆时，磨碎区所产生的热量，除部分散失外，其余均由磨石和浆料带入浆坑。按理说，磨浆温度是指磨碎区的温度，但浆坑温度往往被当作是磨浆温度。浆坑温度与磨碎区产生的热量有直接关系，同时对磨碎区的温度亦有影响。在适当的喷水情况下，磨浆温度取决于喷洗磨石的白水温度、输入能量、磨石锐度等条件。对于磨木过程来说，磨碎区的温度影响是主要的，在磨木界面温度达 130~150°C (图 1-4-34)，这样的

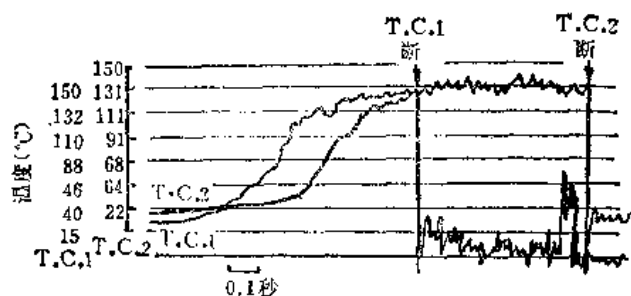


图 1-4-34 大北式磨木机上实测的磨碎区温度曲线

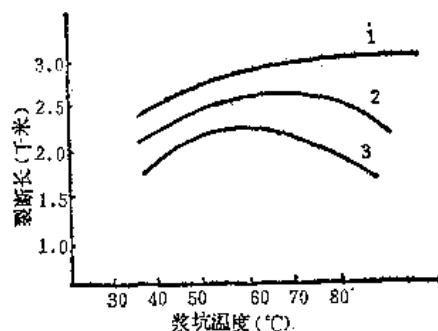


图 1-4-35 不同条件的木材所生产的磨木浆其裂断长与浆坑温度的关系
1—湿木材 2—干木材 3—冷的腐朽材

高温，对于木材结构的软化和纤维的分离，具有重要的意义。但它不易直接测量和控制，故实际上常以浆坑温度表示。浆坑的温度由喷入的白水来调节，改变白水温度和喷水量，可以调节浆坑的温度和浓度。因此，在磨木浆生产中应注意白水的温度。

改变磨浆温度可以影响纸浆的白度、机械强度、滤水度和磨木机的生产能力，以及单位动力消耗。如磨浆温度太低，在木材中产生的热量不能形成适当的温度，因而纤维在还没有被适当软化之前就被磨下，浆料强度低。随着磨浆温度的升高，纸浆中纤维的分离更为完全，可生产出机械强度高的纸浆。但如要求过高的磨碎区温度，势必需要加大磨木比压，提高白水温度和减少喷水量，因而影响在一定条件下附着在磨石表面上的水量。在一定条件下，磨碎区的润滑水膜将会消失，以致负荷波动，浆料质量下降。对于大部分磨木浆性质来说，都有一个最适当的磨浆温度(图 1-4-35)。

对应于最高强度所需的白水温度，又随具体的磨浆条件而变化。国内各厂实际控制白水温度为 60~65°C。

按磨浆温度的高低可分为冷磨与热磨两种工艺。浆坑温度低于 50°C 的为冷磨法，在 70~95°C 的为热磨法。目前已不用冷磨法生产普通磨木浆。

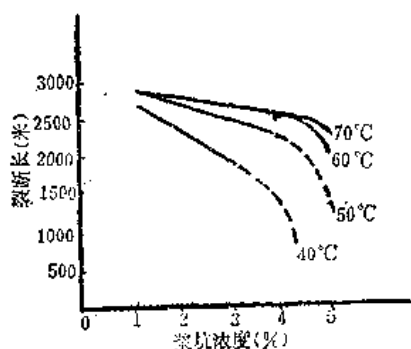


图 1-4-36 在试验磨木机上变更浆坑温度、浓度对纸浆裂断长的影响

浆坑的浓度对磨浆的影响，与温度的影响相反。提高浆坑浓度，虽然在固定的白水温度下，将提高磨碎区温度，但高浓不但降低磨木机的生产能力，造成大量浆料的复磨，而且浆料强度下降。图 1-4-36 表示在试验磨木机上，不用磨石喷水管时，变更浆坑温度、浆坑浓度对纸浆裂断长的影响。由此可见，高温低浓磨浆是较理想的操作条件。一般认为，浆坑浓度大于 2.0~2.5% 的称高浓，低于此者为低浓。

在生产中，当其它条件不变时，磨浆温度随浆坑浓度增加而升高，反之则下降。为了达到高温低浓，一般将白水温度控制在合理的范围内，以利于提高磨碎区温度，同时调节喷水量，保持浆坑具有低而均匀的浓度。若白水温度过低，则用蒸汽补充加热。国

内各厂的浆坑温度多保持在 70~85℃, 浓度控制在 2.0% 左右。部分工厂的磨浆工艺条件列于表 1-4-10 中。

表 1-4-10 国内部分工厂磨浆工艺条件

厂 别	1	2	3	4	5	6	7
磨木机型式	单链式	单链式	单链式	双链式	卡米尔式	环 式	大北式
白水温度 (夏季) (°C)	60~65	60~65		70~72	60~65	60~65	56~63
(冬季) (°C)		55~60	65~70				
浆坑温度 (°C)	高于白水 8°C以上	75~85	75~85	75~85	70~80	70~80	75~85
浆坑浓度 (%)	1.2~2.0	1.8~2.5	1.8~2.2	1.0~2.0	1.5~2.5	0.8~1.5	1.5~2.5
磨石浸渍深度 (毫米)	50~90	30~50	40~60		40~60	400	
浆料打浆度 (°SR)	72~80	68~75	72~80	75~82	75~85	70~80	78~84

高温低浓磨浆的优点是: 磨石表面比较干净, 减少了复磨作用和石面糊浆现象。降低了细小纤维含量, 提高了纸浆的机械强度性质和磨木机的生产能力, 并降低了单位产品动力消耗。

调节浆坑浓度时, 磨碎区前后喷水管的合理使用, 对稳定浆料质量亦很重要。如前所述, 磨石喷水的作用在于清洗磨石表面, 冷却石面, 给磨碎界面提供流体润滑水膜; 喷水还稀释浆料, 保持浆坑中浆料的均匀流动; 还借喷水的温度来控制磨碎区的温度, 因此, 要求喷水管的设计合理和喷水量的控制灵敏。双袋式磨木机如果喷水管使用不当, 将使两个料袋的磨木速度相差悬殊, 降低纸浆的均匀性。链式磨木机在磨碎区前亦应装设喷水管, 并保持固定的喷水量。

为了稳定磨浆温度, 对白水温度、浆坑温度和浆料浓度等应予以自动控制和调节, 以提高产量和改善质量。

(六) 磨石浸渍深度

磨石浸入浆坑可以清洗磨石表面, 使磨石得到均匀的冷却。磨石浸渍深度用浆坑挡板调节。当浆坑浓度越大时, 磨石的浸渍深度也应越大。当磨浆温度和浆坑浓度不变而增加浸渍深度时, 磨木机的生产能力下降, 单位电耗增加, 但纸浆质量有所提高。

近年来, 发展了一种所谓“无浆坑磨木”, 即将浆坑的挡板放低, 使磨石不浸入浆中, 故磨石运转时不受浆坑中浆料的阻力, 运行较轻便, 磨石能在较大负荷和较高线速下磨浆。采用高压喷水清洗和冷却石面, 由于消除了复磨, 大大降低了浆料的打浆度, 也降低了单位动力消耗, 刻石周期延长, 浆料质量稳定, 生产能力增加。无浆坑磨木简化了生产过程的控制, 消除了磨石浸渍深度、浆料浓度和浆坑温度的影响, 只需控制喷水的温度和喷水的压力, 即可达到高产优质的目的。但“无浆坑磨木”必须和高负荷、高线速要求配合, 电机能力要大, 才能达到希望的效果。

第三节 木片磨木浆

木片磨木浆是近十多年才发展起来的一种机械制浆方法。它是在不用化学药品的情况下, 分离纤维并精磨而成的纸浆。根据制浆工艺过程的不同, 分为木片磨木浆和预热

木片磨木浆两种。两者的区别在于：木片经短时间预热处理，然后在压力下或常压下，用盘磨机磨浆所得的纸浆，称为预热木片磨木浆，用 TMP 表示。木片不经预热，直接喂入开口卸料的盘磨机磨碎所得的纸浆，称为木片磨木浆，以 RGP 表示。木片在加压下用药品预浸渍，或者浆的得率低于 90% 者，则不属于木片磨木浆范畴，将于半化学浆和化学机械浆一章中介绍。

与传统的磨石磨木浆生产比较，木片磨木浆系用木片磨浆，故可不用原木，制材厂的废材，如板皮、刨花、锯末等都可利用，扩大了原料的使用范围。另外，改变预处理条件，可以用混合阔叶材生产出强度较高的磨木浆，充分利用原料资源。其次，木片的磨浆采用大功率盘磨机，高温、高浓、高速磨浆工艺，浆料中长纤维含量高，较相同打浆度的普通磨木浆强度大，浆料滤水性好，不透明度和印刷性能亦高，可减少抄纸中化学浆的配用量。使用盘磨机生产能力大，占地面积小，自动化程度高，大大提高了劳动生产率；制浆操作稳定，控制方便，质量适应范围广，生产不用化学药品，因而为制浆工艺改革一大成就。

将木片在高温高压下用纤维分离机械磨浆，早在 1932 年就开始使用，即所谓阿斯普隆德(Asplund)制浆法。但是所得的纸浆颜色深，浆料粗糙，只适于制造纸板。直至 1960 年，第一个木片磨木浆工厂才投入生产；1968 年，第一套预热木片磨木浆设备在瑞典正式运行。但到 1976 年不过十多年时间，预热木片磨木浆生产工厂，已经遍布全世界十几个国家，年产能力达 500 万吨。我国 1975 年已在某厂建成第一套 150 吨/日的预热木片磨木浆系统，几年来的生产实践取得了一定的经验。

当前，木片磨木浆生产的主要问题是电耗高。木片磨木浆的单位动力消耗比普通磨木浆高 50% 甚至一倍以上，针叶材木片磨木浆的动力消耗为 $5.4 \sim 7.2 \times 10^9$ 焦耳/吨浆 (1500~2000 千瓦·小时/吨浆)。另外，盘磨机的齿盘使用寿命短，设备维修费用高；成纸平滑度较低，白度稍差。

一、木片磨木浆的生产系统

(一) 木片磨木浆生产系统

图 1-4-37 为一典型的木片磨木浆生产流程。此流程为美国 Escanaba 造纸公司 1971 年新建的木片磨木浆系统，生产能力日产 80 吨风干浆，原料为北方杨木，生产印刷纸用磨木浆。

贮于木片仓的木片，用螺旋输送机卸出，经皮带秤称重，卸出的木片用风力输送至车间顶上的旋风分离器，落到木片洗涤器中。用水温为 50℃ 的白水洗涤，湿木片落到格栅式脱水机除去过量的水分，经洗涤脱水后的木片，水分含量约 65%。

木片用螺旋输送机送至第一段盘磨机的木片平衡仓，仓中有料位指示器，以便保持固定的喂入盘磨机的木片量。料位指示器的信号用来开启或停止木片仓的卸料。变速螺旋喂料器从木片平衡仓底部，计量控制送入第一段每台盘磨机的木片量。

盘磨机入口有带式喂料器，保证有效地将木片送入盘磨机的破碎区，由于其开口结构，容许蒸汽从出口处逸出。

磨浆用 3 台斯普洛特-瓦尔德朗盘磨机 (Sprout-Waldron refiner)，型号 42-1 B，

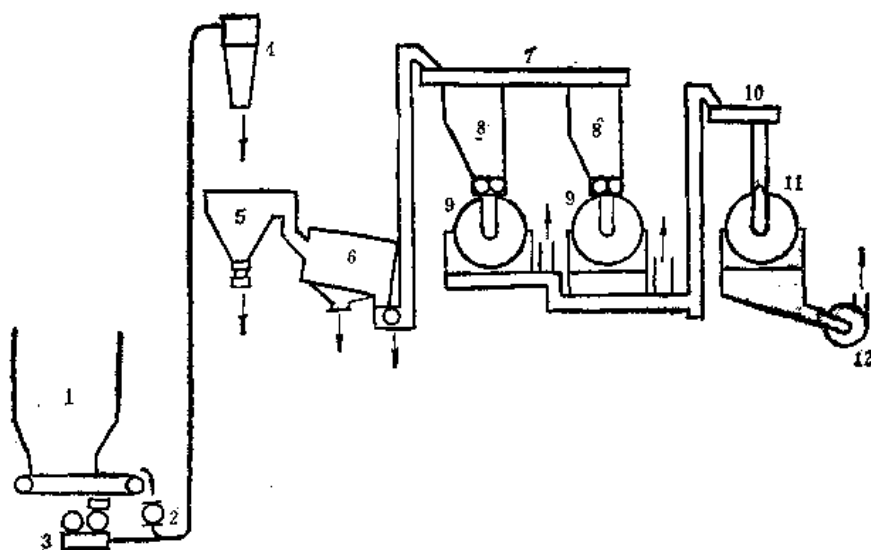


图 1-4-37 木片磨木浆流程

1—木片仓 2—旋转阀 3—鼓风机 4—旋风分离器 5—木片洗涤器 6—洗涤脱水器
7—分配输送器 8—平衡木片仓 9—第一段盘磨机 10—刮板运输机 11—第二段盘磨机 12—泵

每台动力 2500 马力，转速 1800 转/分。第一段磨浆用 2 台，磨浆浓度 24%。第二段磨浆用 1 台，磨浆浓度 18~20%。

第二段磨出浆料，落入盘磨机下浆槽中，加白水稀释至浓度 4.5% 左右，用循环白水维持浆料温度约 70℃，再泵送去贮浆池，从而有助于消除木片磨木浆的“潜态性”(Latency)。然后浆料送去筛选、除渣、浓缩。

上述木片磨木浆系统为斯普洛特-瓦尔德朗系统(Sprout-Waldron System)。此外尚有：迪法布拉特系统(Defibrator System)，保尔系统(Bauer System)，别洛依特-琼斯系统(Beloit-Jones System)等，其流程基本一样，只是设备不同而已。

(二) 预热木片磨木浆系统

迪法布拉特系统(Defibrator System)是世界上使用较多、我国北方某厂采用的预热木片磨木浆生产系统。图 1-4-38 为我国某厂的预热和磨浆部分流程。整个系统由以下几个部分组成：

(1) 木片洗涤：从木片仓卸出的木片，用风力送至车间旋风分离器，木片落到皮带运输机上，经电子秤称量计重后，

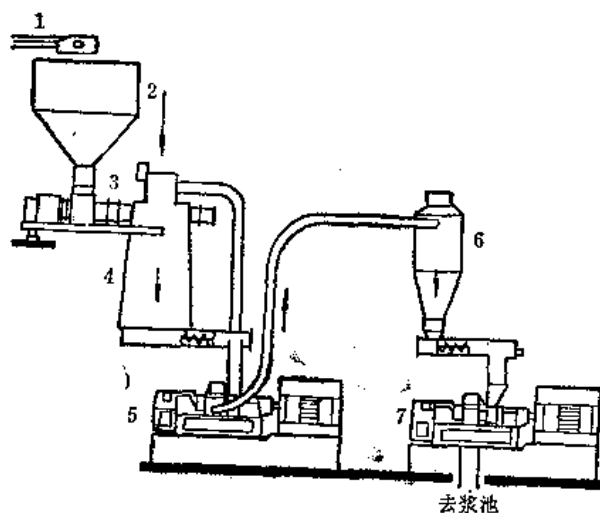


图 1-4-38 迪法布拉特预热磨浆系统流程

1—从木片洗涤器来的木片 2—木片仓 3—螺旋给料器
4—预热器 5—压力盘磨机 6—浆汽分离器 7—第二段盘磨机

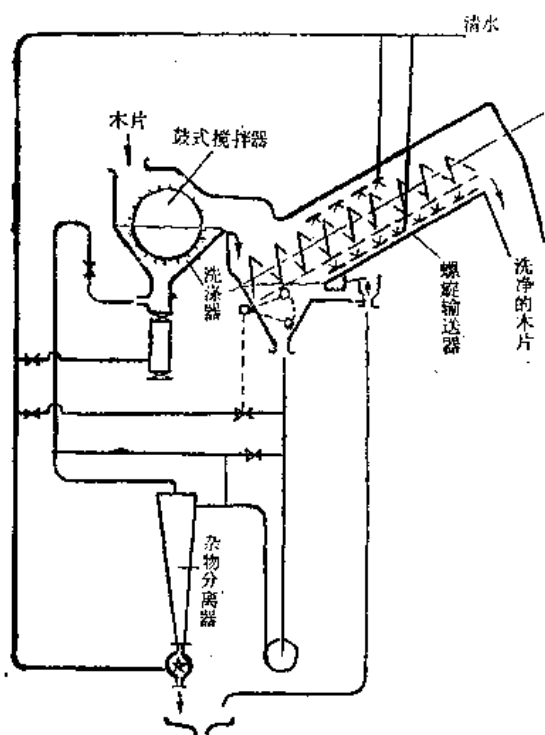


图 1-4-39 木片洗涤系统

送至迪法布拉特木片洗涤器。木片洗涤系统如图1-4-39。木片落入洗涤器中，在鼓式搅拌器的搅拌下，被强制浸没水中，同时还受到进入分离器的强烈水流冲洗，从而实现洗涤作用。杂物分离器槽底有两个阀门，沉积到分离器槽底的砂石、金属等杂物，在此两阀门的交替开启和关闭中被排放出。

经过洗涤的木片，落到斜螺旋输送机中，多余的水通过螺旋外壳的筛孔排出。

木片洗涤用水采用封闭循环系统。水从杂物分离器流入斜螺旋输送器的进口槽，从此外用泵送往除渣器，除渣器把水中的杂物除去，一部分水直接送回杂物分离器，另一部分被送往圆筛，把小木屑筛选出来，送回木片系统中。螺旋输送机槽内的液面用一浮子开关和一控制阀维持，另外尚有溢流槽，防止液位过高。木片洗涤时间1~2分钟，洗涤水温30~50℃。

(2) 木片预热：经洗涤后的木片送至振动木片仓。此木片仓容积15米³，装有料位计，指示仓内料位的高低，并用讯号控制大木片仓的卸料。

螺旋给料器和立式预热器组成木片的预热部分。螺旋给料器为一变速锥型螺旋，改变螺旋转速，可调节进入预热器的木片量。木片进入给料螺旋后，受到压缩，挤出多余的水分，排除部分空气，形成密封料塞，保持预热器内压力。预热器为一直立锥形圆筒，上部直径φ900毫米，下部直径φ1200毫米，高约5米，内有搅拌器。被压缩了的木片进入预热器后，立即膨胀，吸收热量，很快被加热到相当于饱和蒸汽压力的温度。预热器内压力 $1.47\sim 1.96\times 10^5$ 牛顿/米²(1.5~2.0公斤/厘米²)，温度115~135℃，木片在预热器内停留2~5分钟。

在预热器中部装置有同位素料位指示器，并配有警报装置，当预热器中料位降低到规定的限度以下，在发出警报的同时，讯号传到螺旋喂料器的电机控制器，自动地调节给料螺旋转速，适当加大进料量，以维持必要的预热时间。

(3) 磨浆：预热器内的木片由底部的双螺旋运输机卸出，以与预热器内相同的压力喂入第一段压力盘磨机磨浆，浆料在压力下喷放至浆汽分离器。分离了蒸汽后的浆料再送去第二段盘磨机常压磨浆，磨浆浓度由磨盘稀释水量控制。为防止第一段压力盘磨机前的溜槽被木片堵塞，在木片溜槽上亦有料位指示器及警报器，当溜槽中一出现料位时，指示器的讯号与计量双螺旋电机连锁，使螺旋停止送料。所用盘磨机规格：第一段压力磨浆用RIP 50 S型，第二段用RL 50 S型盘磨机，磨盘直径φ1270毫米，转速1500转/分，电机功率4500千瓦。磨浆浓度：第一段20~25%，第二段15~20%。

(4) 成浆精磨：成浆精磨是对精选、除渣和浓缩后的浆料，作最后一次磨解，其目

的在于降低纤维束含量。本系统成浆精磨用 RG 42 型盘磨机, 转速 1500 转/分, 电机功率 1600 千瓦。精磨后浆料打浆度 65°SR 左右, 送高浓浆池贮存备用。

生产预热木片磨木浆, 除上述迪法布拉特系统外, 同样也还有斯普洛特-瓦尔德朗、保尔、别洛依特-琼斯、桑德(Sund)等系统, 它们的磨浆原理基本相同, 只是在磨浆设备上大同小异而已, 故本教材从略, 读者可参考有关文献资料。

二、盘 磨 机

盘磨机是木片磨木浆生产的主体设备。现以国内某厂所用的 RL 50 S 型盘磨机为例, 介绍如下。

RL 50 S 型盘磨机的结构如图 1-4-40, 它是一种单转盘的盘磨机。其构造可分为机壳及支架、磨盘、螺旋给料器、调节磨盘间隙的油压循环系统和轴承、带有冷却水系统的密封箱等部分。

机壳分为上下两部分, 下部为刚性支架, 其上有两个轴承床。带定子部件的磨盘壳连接在电机侧轴承座上。机座底部有一开孔, 可使磨碎浆料在高浓下排出。如将此孔封闭, 让浆料从卸料管排出, 则盘磨机可在压力下磨浆。上部机壳起封闭磨盘的作用, 卸开上机壳即可方便地拆卸和更换齿盘。

盘磨机的磨盘在电机侧为固定盘, 电机侧的对侧为转动盘。转动盘主轴支承在两端的轴承上, 因而能保持磨盘间的平行度, 保证设备的精度及机械稳定性。转动盘可向固定盘作轴向移动, 改变磨盘间隙。

给料螺旋套在固定盘侧主轴上, 一端由轴承支持, 由一专用链条及齿轮电机传动。正常转速 75 转/分或 150 转/分。木片定量地喂入螺旋中。给料螺旋的外壳有一轴向的槽, 它能避免物料随螺旋转动, 磨浆时产生的蒸汽, 也很容易在槽之间的空隙逸出。它与磨盘的自然扇风作用结合, 几乎可完全消除反喷。

RL 50 S 盘磨机的磨盘面分为两个单独可调整的区。固定盘的内区亦可轴向移动, 磨浆稀释水由两区之间缝隙加入。两磨盘之间总的间隙由液压系统调整和控制, 同时, 磨盘内区的间隙亦可按木片需要的预碎程度, 用一机械装置调整, 外区间隙也可按浆料所需的打浆度来调整。磨盘设计成可分别调整间隙的磨碎区, 便于选用不同型式齿片的组合, 而且可节约齿片。

盘磨机的定盘和转盘的齿盘各由 12 个外区齿片和 8 个内区齿片所组成, 两个磨盘的中心还有由 4 块齿片排合的中心环(图 1-4-41)。经过动平衡校正的转动盘的齿片, 用螺丝拧紧到转子的平面上, 固定盘的齿片不经动平衡校正, 同样用螺丝固定在固定盘的拼合齿片夹盘上。

盘磨机磨盘间隙的调整是由一控制阀操纵的伺服系统用液压调整 and 保持, 并可在一照明的光学放大刻尺上读出, 其精度为 0.01 毫米。其主要原理如图 1-4-42。在轴承托架上安装有一个液压缸, 缸内活塞与可轴向移动的轴承箱紧固相连。因此, 活塞就经由轴承箱和轴承轴向固定在主轴上。此轴承箱内有由两个 SKF 鼓形推力滚柱轴承组成的轴承串, 同时吸收轴向和径向载荷, 作为转盘一侧的主轴承。在此液压缸内由活塞所隔开的两个缸室, 一个叫 A 缸室, 一个叫 B 缸室。A 缸室的面积为 594 平方厘米, B 缸

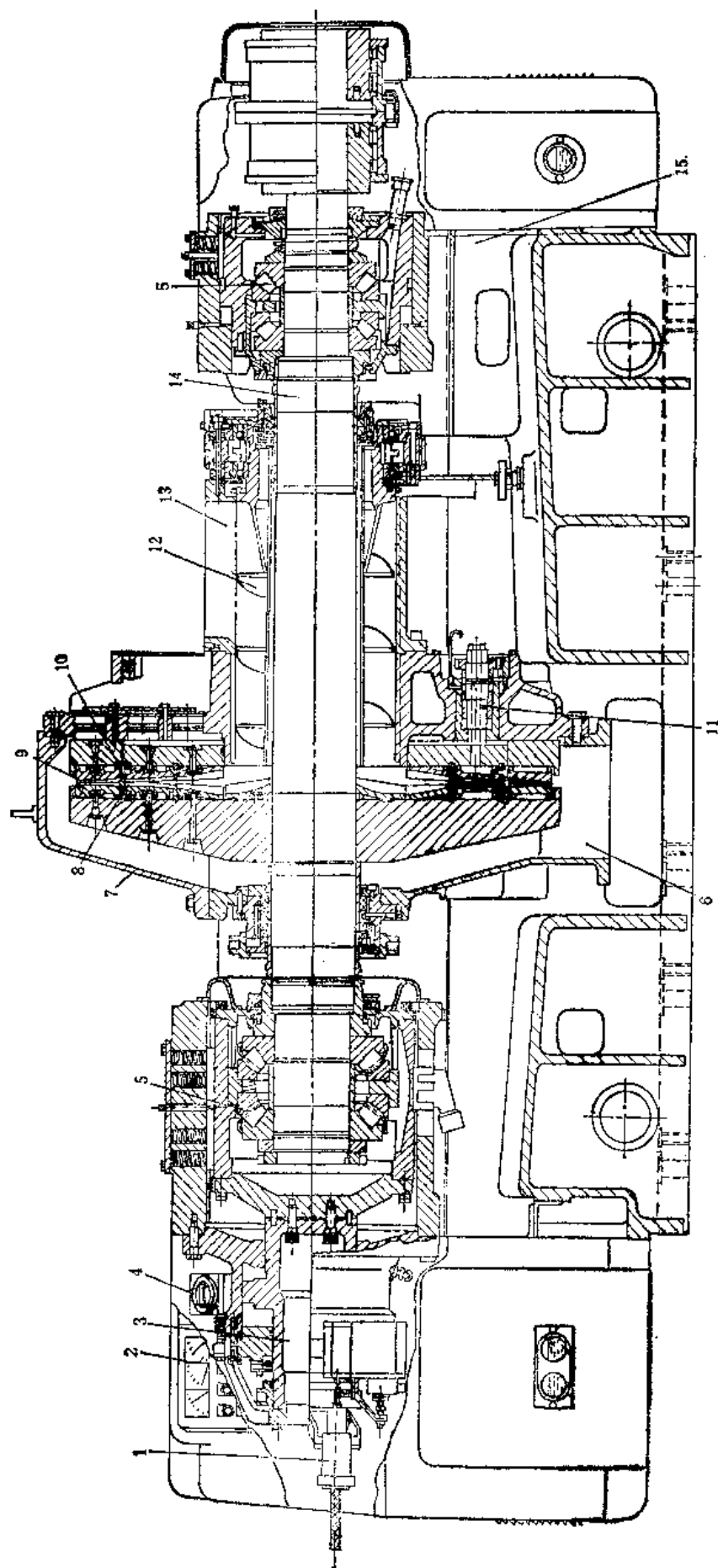


图 1-4-40 RL 50 S 型盘磨机

1—用液压控制阀的磨盘间隙控制——手动或遥控 2—带有仪表及盘磨机与附属设置控制的控制盘 3—一对高磨碎压力的串联的双液缸 4—磨盘间隙指示器 5—SKF 轴承，每一轴承有它自己的差压调节系统 6—大的出料孔，使浆料无限制排出 7—不锈钢制磨盘外壳，所有与浆液接触部分都用不锈钢制 8—磨盘由在二个磨碎区中的齿片所组成，齿片的型式及材料有多种 9—一对第一、第二磨碎区的磨盘间隙，可单独调整，磨盘间隙可调整并保持其精度达 0.01 毫米 (0.0004 英寸) 10—第一、第二磨碎区间的稀释水和冷却水入口 11—第一磨碎区磨盘间隙控制装置 12—不锈钢制的螺旋给料器 13—用于无阻挡的进料的大进料孔 357×465 毫米 ($14 \frac{1}{8} \times 18 \frac{5}{16}$ 英寸) 14—传动轴，直径 240 毫米 ($9 \frac{1}{8}$ 英寸)，具有在填料箱位置上可更换的耐磨衬套 15—优质铸铁制的坚固机架

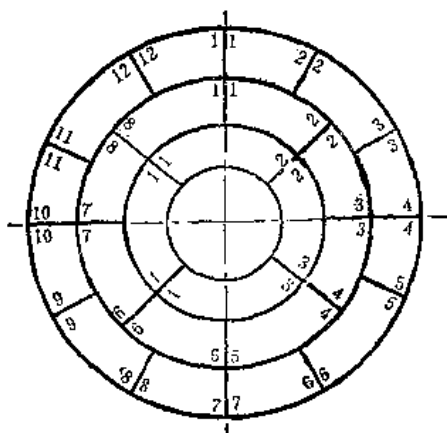


图 1-4-41 磨盘齿片的拼合位置

室的面积为 735 平方厘米。机器电机侧的轴承箱也设计成一个活塞，其活塞缸装置在轴承托架内，这个缸室叫 B_1 缸室， B_1 缸室与转动盘侧轴承箱活塞的 B 缸室相连通。两个缸室 $B + B_1$ 的面积为 1170 厘米²。此外，在转动盘侧的主轴上还轴向固定了调节磨盘间隙的调节螺丝的轴承箱。旋转调节螺丝，两磨盘之间的间隙就得到定位。这一定位能在一个具有 0.02 毫米间距刻度的光学刻度投影仪上看到和读出。调节螺丝驱动着一个导向阀 (SHJ 阀) 的阀轴。压力油被泵送至导向阀，导向阀调整两边轴承内缸室 A

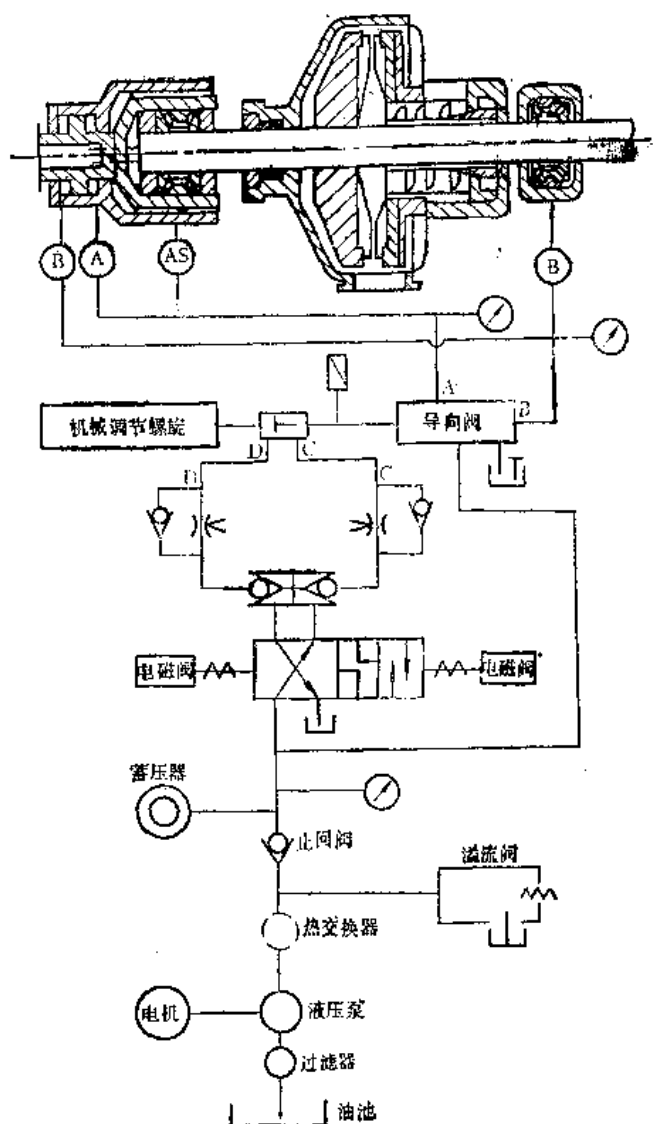


图 1-4-42 盘磨机磨盘间隙调节液压系统

和缸室 $B + B_1$ 的压力，使所有缸室内的总的液压都相等为止，此时导向阀的阀轴处于中性位置。当磨盘之间产生一个磨碎压力时，转动盘与轴承箱相连的活塞即发生移动，导向阀阀轴的位置也即被改变，中性位置发生移动，缸室内的比压力被改变，直至得到平衡，导向阀的阀轴进入一个新的中性位置为止。由于导向阀内阀轴行程长度是在 0.01~0.02 毫米之间，可以说两磨盘之间的间隙被保持恒定，而与磨碎压力的大小无关，磨碎压力的大小由两侧缸室 $B + B_1$ 的总压力和 A 缸室总压力之差决定。当油压为 2.94×10^6 牛顿/米² (30 公斤/厘米²) 时，机器的液压能力为 3.43×10^5 牛顿 (35 吨)，磨碎压力由两侧的轴承串来吸收和分布。

另外，在转动盘侧主轴承的两个鼓形推力滚柱轴承之间，亦为一面积为 428 厘米² 的液压缸 A_s ，此缸的目的是在不同的操作条件下，在两个轴承上维持一轴向力，液压缸 A_s 与主缸的 A 缸室相通。当机器空运转时，即没有磨碎压力时，缸内得到最大的油压，

使两磨盘处于“间隙”状态。当机器被加上负荷而得到一个磨碎压力时，此缸内的压力就降低，于是轴承串就得到一个随磨碎压力而升高的轴向力，而同时来自装在轴承之间的液压缸 A_s 的轴向的力则下降。

盘磨机的密封由两个密封箱组成，为了冷却填料和防止纤维渗入填料函，密封水供应至密封箱底部的拼合衬套和填料之间的灯环。在密封和油冷却供水管线上，还装有三个流量保护装置，都与主电机连接。当通过任何一个流量保护装置的水量低于规定的流量时，主电机即停止运行，而在水量未达规定流量以前，电机不能启动。

RL 50 S 型盘磨机及其辅助机械：螺旋运输机、泵、定量螺旋等，由一内装的控制盘控制，如果需要，亦可集中控制。

图 1-4-43 为保尔双盘磨。图 1-4-44 为斯普洛特——瓦尔德朗单盘磨。

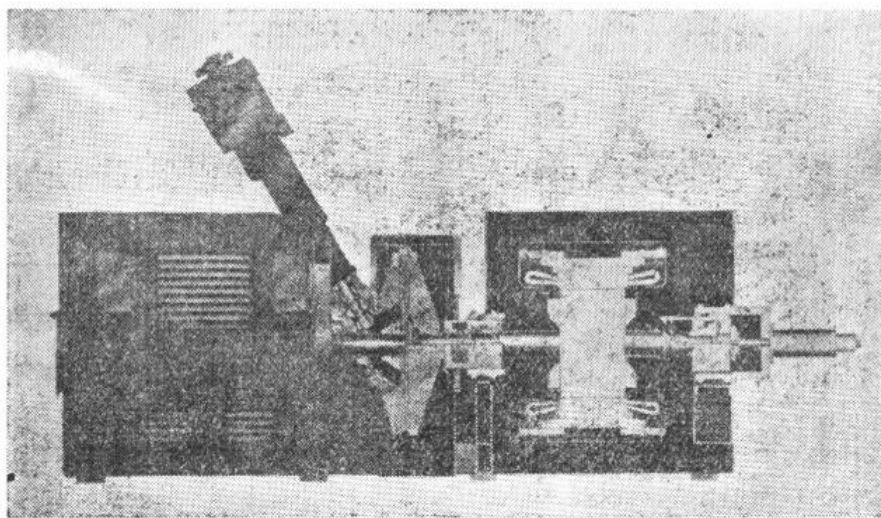


图 1-4-43 保尔双盘磨

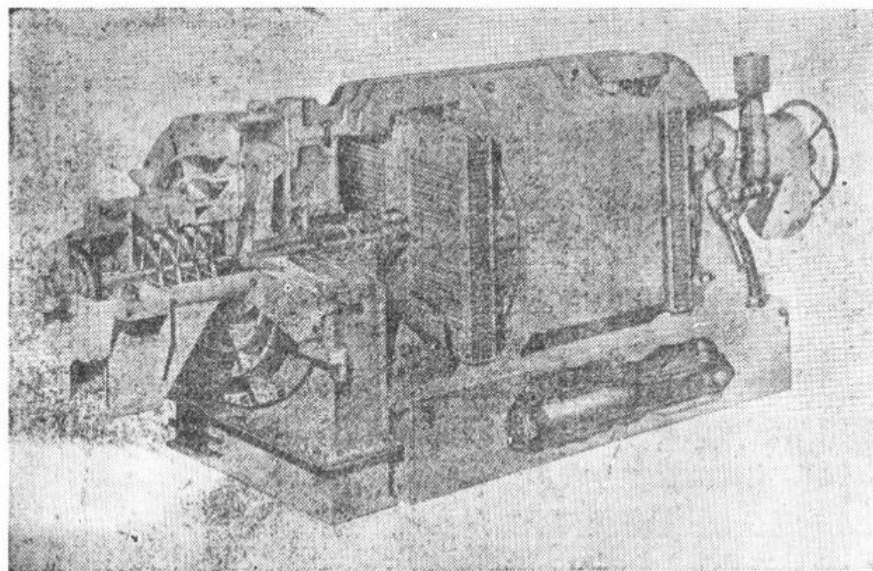
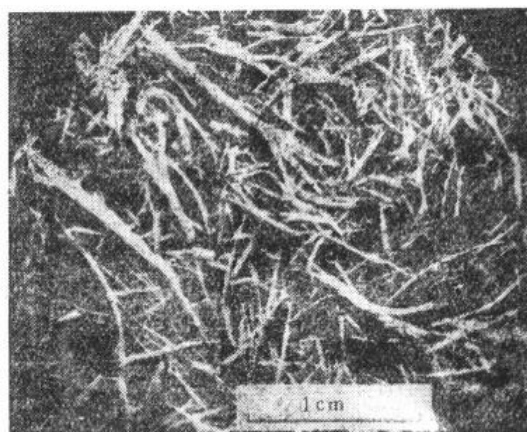


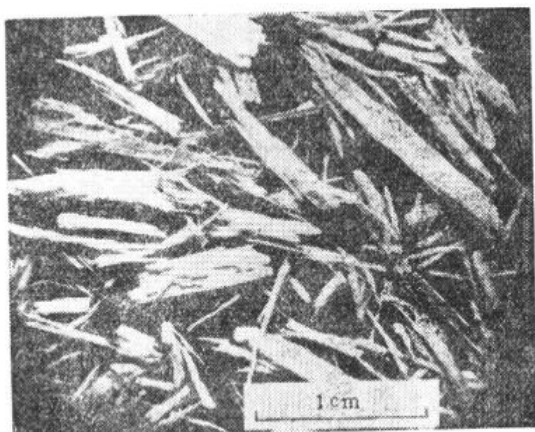
图 1-4-44 斯普洛特-瓦尔德朗单盘磨



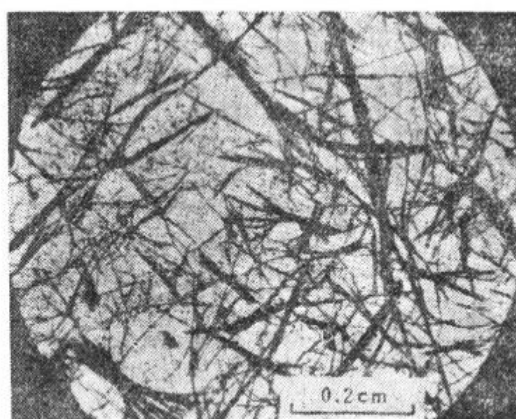
(1)



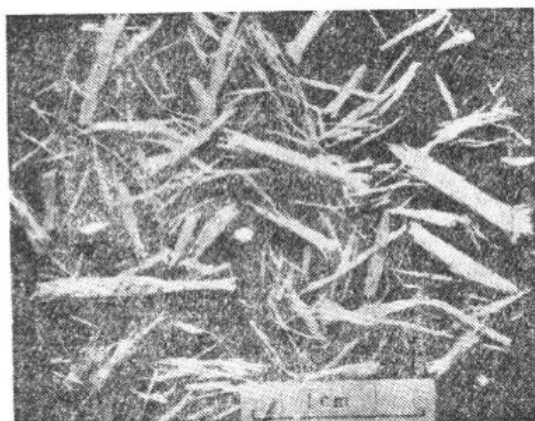
(4)



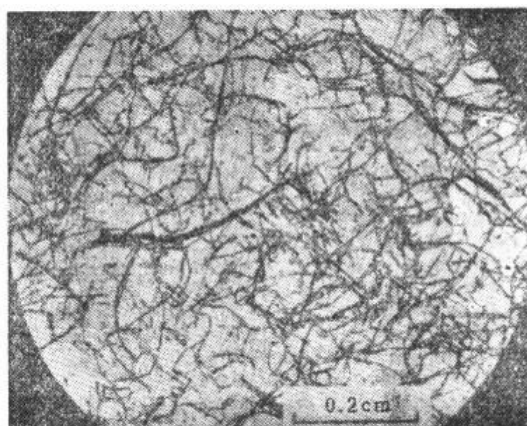
(2)



(5)



(3)



(6)

图 1-4-45 木片通过齿盘不同部位后纤维物料的变化
 (1) 通过破碎区后的碎木片 (2) 物料在径向运动 2.54 厘米(从破碎区算起)后生成的木梗 (3) 物料在径向运动 6.4 厘米后生成的小木梗 (4) 物料在径向运动 10 厘米后生成的木丝 (5) 物料在径向运动 14 厘米后生成的细木丝 (6) 物料通过完整的齿盘后生成的浆料

三、磨浆过程及其影响因素

(一) 磨浆过程

磨浆是木片磨木浆生产的最重要环节。磨浆时，木片进入盘磨机两个高速相对运动的磨盘之间，在磨盘中心部分的破碎区，木片先被破碎成火柴杆状小木梗，然后进入磨盘的磨浆区，逐渐被磨成针状细木丝，由于受到齿盘刀纹的机械作用，和主要是木梗彼此之间的摩擦作用，渐渐解离成为纤维束，最后在齿盘外周的精磨区被磨成纤维。木片在盘磨机中通过磨盘不同部位的磨解情况如图 1-4-45。

根据使用不同磨纹半径的齿盘磨浆所得的纸浆性质，推断木片经过整个磨盘在半径方向的处理情况，所得结果如图 1-4-46。

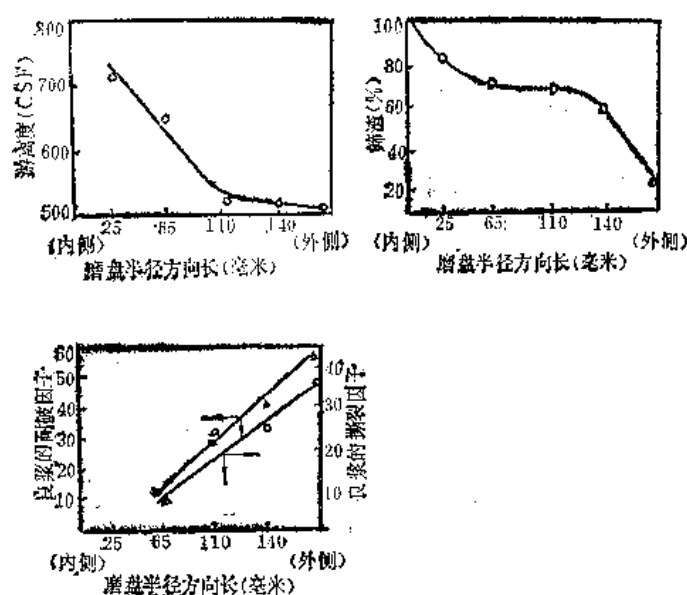


图 1-4-46 通过齿盘不同部位后纸浆性质的变化

由图可看出：在盘磨机内部，从木片到离解成纤维的磨浆过程中，物料的运动情况不是杂乱的，而是有很好的顺序，纤维的纵向合理地与磨碎面平行。随着木片从磨盘中心向外周运动，浆料打浆度在精磨区以前迅速上升，在磨盘外侧上升较慢。浆渣数量在破碎区下降很快，在磨碎区变化不大，在精磨区进一步下降。随着磨碎半径的增加，所得纸浆的耐破因子和撕裂因子呈线性增长。在图中浆渣量虽然在某段区间变化不大，但是根据打浆度上升和强度上升，能够推断磨解仍在进行。这种合理的磨解处理，使木片磨木浆的长纤维增多，能够制得强度高的纸浆。

为了使木片在磨盘表面进行良好的磨解，磨浆过程应基本上分为两步，首先将木片离解成单根纤维而尽量不降低纤维的长度或生成碎片。因此，磨浆浓度要高，磨盘间隙要大些，使木片尽量多受到热反应，结构软化，在木片相互摩擦作用下离解，减小纤维切断。其次是将纤维进一步纤维化，因而要求纤维受到较多的机械作用，磨盘间隙宜小些，浓度稍低。在盘磨机磨浆中，要想在一次处理中获得高度的纤维化和细纤维化，是

比较困难的，这就是为什么一般都采用分段磨浆的原因。但现在也有用单段磨浆系统，尽量回收热能，降低能量消耗。

(二) 影响磨浆的因素

1. 磨浆浓度

磨浆浓度是木片磨木浆生产的一个重要参数，一般认为应在 20~30% 范围内。提高磨浆浓度到适宜的范围内，就可以生产出含纤维束少、强度高的纸浆，而且达到给定打浆度所需的动力消耗也较低。

预热木片磨木浆的压力磨浆段喂料浓度对纸浆性质的影响示于图 1-4-47。由图可看出：不同的游离度，纸浆的耐破因子随第一段磨浆喂料浓度的变化，差不多是相同的，即在低浓和高浓时，耐破强度都下降。游离度在 100~200 CSF 范围内，喂料浓度在 20~27% 之间，耐破强度最高。高于和低于此范围，强度都迅速下降。其它如撕裂因子、裂断长、湿强度等的最大值亦在此浓度范围内。光散射系数亦随浓度的增加而增加。浓度增大时，光吸收减少，因而有助于白度提高。此外，喂料浓度高于 35% 或低于 15% 时，盘磨机电机负荷不稳定。因此，纸浆强度性质的最佳区间是和电机负荷的稳定相一致的。

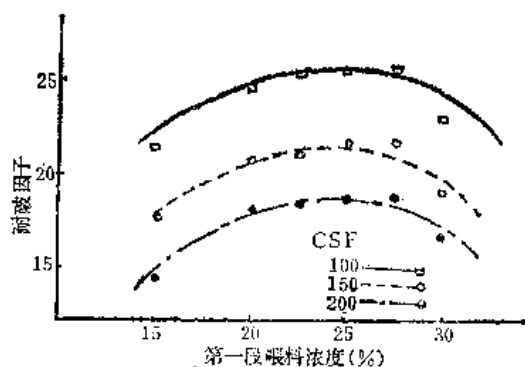


图 1-4-47 第一段喂料浓度对耐破强度的影响

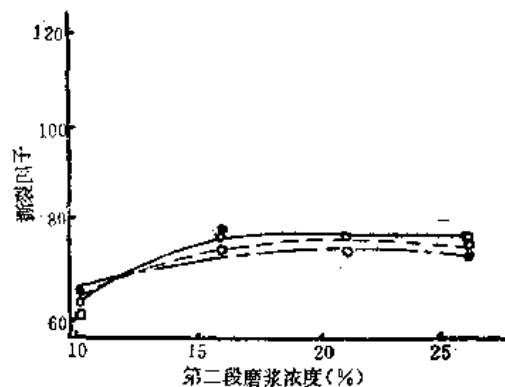


图 1-4-48 第二段磨浆浓度对撕裂因子的影响

□——CSF 100 ○——CSF 150 ·——CSF 200

在预热压力、喂入压力段，盘磨机浓度及单位能量消耗都一定的情况下，改变第二段常压磨浆的浓度对纸浆性质的影响，示于图 1-4-48。由图可看出：当二段磨浆浓度在 16~26% 范围内，撕裂因子维持最大的数值。其它如耐破度、裂断长、伸长率和湿强度等亦有相同的影响。浓度低于 16%，盘磨机负荷即难于保持稳定。对于均匀喂料来说，最好的浓度范围是 22~24%。

2. 预热温度、压力和预热时间

预热木片磨木浆的预热温度或压力对纸浆的性质有极重要的影响。研究表明：在较低压力 [1.96×10^5 牛顿/米² (2.0 公斤/厘米²)] 下进行汽蒸，并在相应的温度下压力磨浆，所得纸浆白度降低不多；而且纸浆从压力盘磨机排出后，如温度迅速降低，则纸浆能达到一定的白度，强度亦高。木片预热的温度和时间对纸浆性质的影响列于表 1-4-11 和表 1-4-12。

表 1-4-11

压力磨浆纸浆的性质

材种：东部云杉 预汽蒸时间：1 分钟

磨 浆 段 数	I	II	III	I	II
磨 浆 类 别	压力磨浆	常 压 磨 浆		压力磨浆	常压磨浆
压力 (公斤/厘米 ²)	7.0	—	—	0.7	—
温度 (°C)	170	—	—	115	—
停留时间 (分)	1.33	—	—	1.24	—
能量消耗 (马力·日/绝干吨浆)	9.2	69.2	135	11.0	73.7
游离度 (CSF)	752	519	322	774	127
浆渣% (筛缝 0.15 毫米)	—	35	15.6	—	5.18
松厚度 (厘米 ³ /克)	—	3.03	2.58	—	2.55
耐破因子	—	13.1	26.8	—	22.7
撕裂因子	—	117	113	—	92
裂断长 (米)	—	2254	4185	—	3683
L 因子	—	71.6	54.6	—	53.9
不透明度	—	94.7	95.7	—	98.4
白度	—	43	43	—	52

表 1-4-12

压力磨浆所得纸浆的性质

材种：东部云杉 预热时间约 3 分钟

磨 浆 段 数	I	II	I	II
磨 浆 类 别	压力磨浆	常压磨浆	压力磨浆	常压磨浆
压力 (公斤/厘米 ²)	7	—	0.70	—
温度 (°C)	170	—	115	—
停留时间 (分)	3.2	—	3.6	—
能量消耗 (马力·日/绝干吨浆)	12.1	67.1	21.7	80.8
游离度 (CSF)	739	362	770	163
浆渣% (筛缝 0.15 毫米)	—	60.7	—	3.7
松厚度 (厘米 ³ /克)	—	3.62	—	2.76
耐破因子	—	14.7	—	20.4
撕裂因子	—	98	—	91
裂断长 (米)	—	2660	—	3360
L 因子	—	67.4	—	67.0
不透明度	—	96.8	—	97.5
白度	—	38	—	51

从表可看出：在 170°C [约 6.87×10^5 牛顿/米² (7 公斤/厘米²) 压力]，经 1 分钟预热，用三段磨解的纸浆，强度虽然高，但游离度高，不宜于作新闻纸浆料，而且累计动力消耗共约 135 马力·日/绝干吨浆 (8.64×10^9 焦耳/吨风干浆)，白度也低。与此相比，用 6.87×10^4 牛顿/米² (0.7 公斤/厘米²) 压力，115°C 预汽蒸约 1 分钟，两段磨浆后，游离度低，白度降低小，强度也好。在较低压力下预汽蒸 3 分钟，两段磨浆所得浆料，游离度也低，白度良好，特别是浆渣比率低。因此，预热的温度不同，纸浆的质量有很大的差异。

差异产生的原因在于木素的热反应。在 170°C 的预热条件下, 由于木素受到充分的软化, 当木片离解为纤维时, 纤维的分离发生在木素浓度高的脆间层和初生壁之间, 纤维虽然容易离解, 但软化了的木素附着在纤维上, 当一段压力磨浆后浆料一冷却, 就凝结为玻璃状的木素覆盖层, 形成二段磨浆的障碍, 不但需要大量的动力, 而且难于促进细纤维化, 游离度没有下降, 白度反而降低了。与此相反, 在 115°C 情况下, 木素大部分没有完全软化, 由于木素还是硬的, 纤维的分离发生在次生壁外层, 沿微细纤维的排列方向形成裂纹, 从而为二段磨浆产生带状纤维片和小纤维创造了条件。由于磨浆温度比未经预热的木片磨浆温度高, 所以纤维的分离还是很容易的, 一段磨浆消耗的动力较少, 长纤维含量增多, 撕裂度高, 白度也不怎么降低。

已如前述, 果林(Goring)发现: 木素、半纤维素的软化温度随水分含量增加而降低, 各种分离木素的软化温度在 $77\sim 128^{\circ}\text{C}$ 范围内变动。云杉木粉在湿的状态下, 软化温度降低到 90°C 。而且, 正象其它高分子聚合物一样, 木素的软化温度也与分子量有关。例如, 云杉二氧六环木素, 当分子量从 4300 增至 85000 时, 其软化温度从 127°C 上升至 176°C 。

阿塔克(Atack)在温度为 $20\sim 160^{\circ}\text{C}$ 的饱和水蒸气的空气中, 对东部云杉木材进行扭转摆测定, 研究其剪断弹性模数和衰减角的正切值与温度变化的关系, 试验时给予 10 赫芝频率的自由扭转摆动, 剖析其衰减情况, 所得结果如图 1-4-49。从图可看出: 根据温度的变化, 木材中的木素从硬的玻璃态物质转化为橡胶态物质的变化情况(此种转化温度叫玻璃态转移温度)。木素的玻璃态转移温度大致为 100°C 。图中上部曲线表示剪断弹性模数变化, 即当温度由低逐渐上升到 100°C 左右, 剪断弹性模数就急剧下降。下面的曲线表示衰减角的正切值, 即在木素内部的能量损失, 它说明玻璃态的木素, 随着温度上升, 从外面吸收了能量, 引起结构变化, 转变为橡胶态物质。

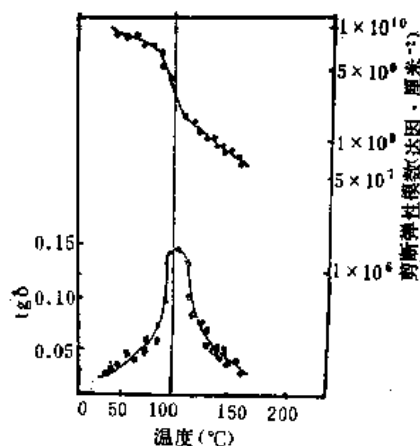


图 1-4-49 木材的剪断弹性模数与衰减角的正切值与温度的关系

根据图 1-4-49 两条曲线, 木素在 100°C 附近从玻璃态向橡胶态转化的情况, 可以定量地求得。由于实际运转着的盘磨机相当于 $10^4\sim 10^6$ 赫芝的振动频率, 假如采用每增加一级频率(频率每增加 10 倍), 转移温度升高 7°C 这一研究结果, 那么在实际运转的盘磨机中, 木素的转移温度就正好是 $120\sim 135^{\circ}\text{C}$ 的范围。

因此, 制造预热木片磨木浆的重要条件在于处理温度, 即木片预热和一段压力磨浆的温度, 应不超过木素的转移温度 $120\sim 135^{\circ}\text{C}$ 。高于或低于此温度范围, 磨出浆料的性质将是完全不同的。

实际生产经验表明: 在 $9.81\sim 29.43 \times 10^4$ 牛顿/米² ($1\sim 3$ 公斤/厘米²) 压力下, 汽蒸 1~2 分钟, 使木片完全加热, 时间是足够的了。假如蒸汽压力超过 2.94×10^5 牛顿/米² (3 公斤/厘米²), 纸浆的白度和不透明度就有明显的下降, 而动力消耗增加。相反,

如蒸汽压力低于 9.81×10^4 牛顿/米² (1 公斤/厘米²)，纸中的纤维束含量将增加，纸浆特性无任何改善。在上述压力范围内，改变木片预热压力(温度)，在一定程度上能调节纸浆的质量。通常生产高定量纸板用纸浆，压力偏于高端；生产印刷纸用纸浆，压力多在 1.96×10^5 牛顿/米² (2 公斤/厘米²) 以下，以获得较好的光学特性。

生产经验还表明：在汽蒸过程中，若能在规定温度下充分预热木片，则整个磨浆就能取得很好的结果。单独采用预热或单独使用压力磨浆，都不会产生两者相结合的效果。

某些热磨木片磨木浆工厂的实际生产数据，列于表 1-4-13 (保尔生产系统)。

表 1-4-13 热磨木片磨木浆工厂操作条件

生产纸种	新闻纸	新闻纸	新闻纸	磨木浆印刷纸	低定量涂布印刷纸	磨木浆特种印刷纸
生产能力 (吨/日)	70	185	370	100	60	170
原料	80% 香脂冷杉, 20% 云杉	针叶木废材木片和锯末	云杉和松	南方松	香脂冷杉	50% 云杉 25% 白松 25% 铁杉
汽蒸时间 (分)	—	1 $\frac{1}{2}$ ~2	2	—	—	2
温度 (°C)	—	—	110~120	—	—	133
压力 (公斤/厘米 ²)	—	2.2~2.5	—	—	2.1~2.5	1.8~2.0
磨浆段数及装机容量(马力)						
1 段 (压力磨浆)	1~3500	1~2000	4~24000	1~6000	1~3000	1~3500
2 段	1~1400	1~5000	4~24000	1~6000	4~3200	1~3500
3 段	—	1~5000	1~6100	1~6000 ^①	1~800 ^①	1~600
4 段	—	1~2000	—	—	—	—
总能量消耗 (马力·日/吨)	—	90~100	76~89	145	105~115	—
各段磨浆后游离度						
1 段 (毫升)	—	—	300~400	—	—	500
2 段	144	—	150~200	—	—	120~130
3 段	—	—	—	—	90	90~100
4 段	—	100	—	—	—	—

① 成浆精磨。

至于木片磨木浆，磨浆前木片不经过预热，但在盘磨机的磨碎区内，如果磨浆浓度高，浆料温度也很快就达到最高温度(常压磨浆为 100°C)，以后就稳定了。磨盘直径在 $\phi 1000$ 毫米以上的盘磨机，在高负荷运转的情况下，由于磨碎区域内部产生的蒸汽在一个大气压力以上，所以温度能升高到将近 120°C。虽然大功率的大型盘磨机在磨碎区内温度也能达到 120°C，但木片和纤维木丝在这个温度条件下暴露的时间极短，是否能够充分达到木素的转移温度的条件，尚待研究。在这方面，热磨木片磨木浆从开始就进行了适宜温度的加温，加热时间也有充分调节的可能，因而使木片软化，纤维易于分离，故有制造含有更多长纤维的浆料的可能。

3. 动力消耗和磨浆动力分配

木片磨木浆的动力消耗比普通磨木浆要高很多，近来虽然提出回收磨浆时产生的蒸汽，节约能源，但高的能量消耗仍然是一个急待解决的问题。

影响木片磨木浆动力消耗的因素有：原料的种类和性质、磨浆的浓度、木片预处理

条件、磨盘的齿型，以及盘磨机的转速等。据对云杉的研究结果表明：预热木片磨木浆和木片磨木浆的动力消耗与浆料游离度的关系如图 1-4-50。

有关预热木片磨木浆和木片磨木浆的研究表明：第一段的磨浆动力消耗是一个重要的操作因素。为制取游离度相同的浆料，增加压力磨浆段的动力输入，可以减少磨浆的总动力消耗，但所得纸浆的纤维长度小，物理强度也较低，碎片含量较多。据研究，热磨木片磨木浆第一段压力磨浆的动力占总动力消耗的 50% 左右时，可以得到最高的强度。图 1-4-51 表示纸浆撕裂因子和裂断长，与第一段压力磨浆的动力占总动力消耗百分率的关系（二段磨浆后浆料应达到 105 ± 15 毫升游离度水平）。显然，两种强度性质，都是当第一段磨浆动力占总动力的 50% 左右时达最大值。

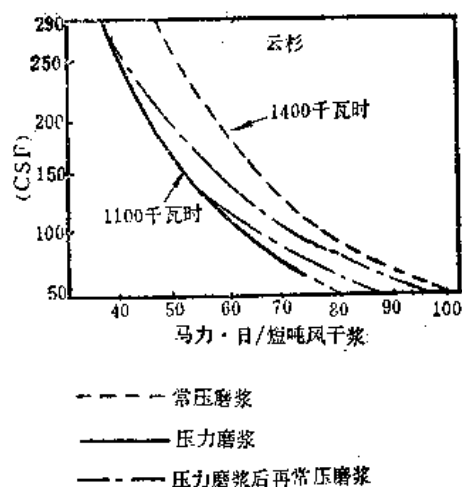


图 1-4-50 各种木片磨木浆的动力消耗

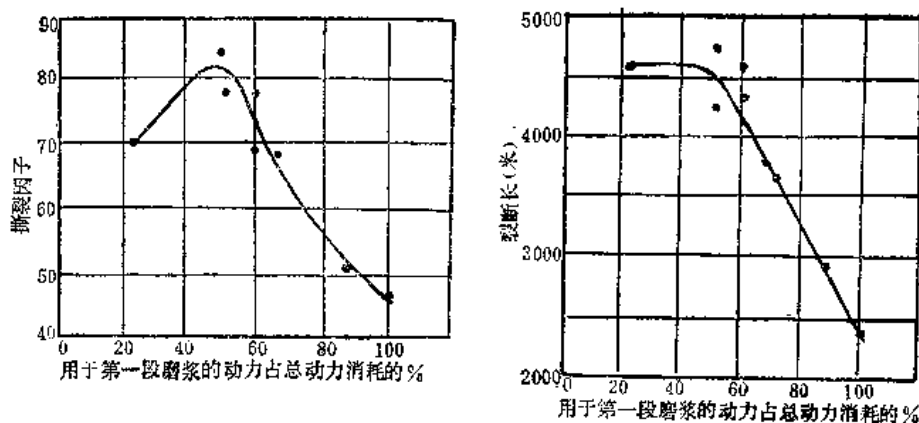


图 1-4-51 用于第一段磨浆的动力占总动力消耗%与纸浆强度的关系

4. 磨盘齿型

瑞典对盘磨机的齿型进行了系统的研究，已有 60 多种规格和型号。一个磨盘的特性取决于材料、齿型及其几何尺寸、锥度等。材料决定磨盘工作表面的结构和使用寿命；齿型及其几何尺寸，决定传递给木片和纤维的能量和机械作用。盘面上齿形特征，沟槽深浅、宽窄和分布，磨碎区的锥度，破碎区、磨碎区和精磨区的比率等都影响磨浆质量和能量消耗有很大的影响。

磨盘的基本类型有三种：平面型磨盘（又分细齿、中齿和粗齿）、波纹型磨盘和粒齿型磨盘。用于生产木片磨木浆的均为平面细齿类。虽然我们知道，木片磨木浆和预热木片磨木浆的质量，在一定程度上取决于盘磨机磨盘设计和其它条件，但至今还未能归纳出木片磨木浆和预热木片磨木浆系统专用的磨盘齿型。使用经验表明，最适宜的齿型

和锥度取决于磨浆系统的操作条件。

磨盘的使用寿命与很多因素有关，如木片规格、磨盘材质、喂料速度、采用的动力大小和操作浓度等。其它如浸蚀、腐蚀、密封环的条件、设备调整等。工人的操作情况，也有影响，而其中特别与磨盘材料有关。

一些标准磨盘合金是：改良镍-硬质合金；白铁合金，用于中等磨蚀性物料，其耐磨性能好，抗腐蚀性能差，性脆；M-合金：高合金马丁白铁，具有极好的耐磨性能和韧性。加入钼能产生较细的晶粒结构，从而改进它的机械性能；X-合金：高铬合金白铁，具有极好的耐腐蚀性及突出的耐磨性，广泛应用于存在腐蚀的地方，其延性很小；MC合金：中铬马丁白铁合金，已经成功地用于同时抗蒸汽浸蚀及抗腐蚀，大部分预热木片磨木浆的压力磨浆段都使用这种合金。另据称锰钢磨盘使用寿命可达半年左右，试用陶瓷磨盘可提高纸浆质量，降低电耗。

在磨盘设计中，盘面锥度也是一个重要的参数。所要求的锥度将随木材的种类、浆料得率、用途，及在一定程度上随磨盘齿型的改变而变化。对不同磨浆浓度推荐如下锥度：

磨浆浓度	锥度
1~9%	1.5 毫米/米(0.0015 英寸/英寸)
9~14%	1.5~5 毫米/米(0.0015~0.005 英寸/英寸)
14~20%	5~15 毫米/米(0.005~0.015 英寸/英寸)
20%或以上	15 毫米/米或更大(0.015 英寸/英寸或更大)

选择磨盘锥度关键在于使物料的磨碎速度与物料在盘间的流动达到平衡。否则，由于两者的不平衡，在某区段或锥度变化部位就会引起物料的闭塞，使负荷急剧增高，往往会发生事故。芬兰制浆造纸研究所设计出一种磨盘，其负荷随齿盘相对间距的减少而平滑上升，具有较好的磨浆效果（图 1-4-52）。

用盘磨机磨浆的成浆作用，是当木片通过磨盘时完成的。木片进入盘间间隙后，首先进入破碎区。只有当木片能在破碎区产生翻滚时，破碎才得以进行。如果齿纹沟槽被堵塞，木片不能滚动，不但使通过量减少，而且磨浆产生的蒸汽不能顺利排出，木片在破碎前得不到预热软化，磨出的浆料质量粗劣，纤维切断多，碎片含量高。另一方面，如

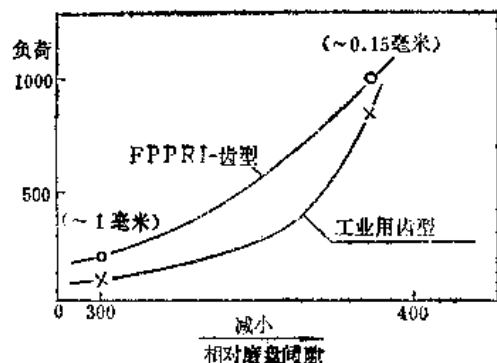


图 1-4-52 两种不同齿型磨盘动力负荷随磨盘间隙的变化

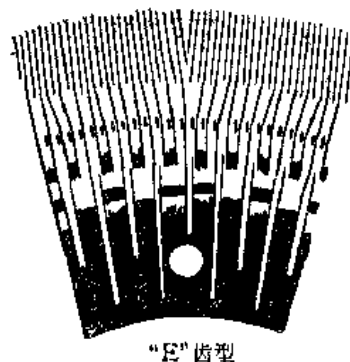


图 1-4-53 压力磨浆段常用的齿型

在破碎区给予木片太多的能量，将木片破碎得太厉害，纸浆质量同样不好。需要指出，盘磨机磨盘在破碎区和磨浆区的交界处具有选分的作用。进入磨浆区的碎木梗的大小，取决于交界处的间隙。如果在破碎区不能将木片破碎到能进入磨浆区的程度，则在交界处磨盘将受到严重磨损，形成一道堤坝，不但影响浆料通过，进料也会受到影响。

磨盘的精磨区主要完成原料的纤维化和细纤维化。纤维化和细纤维化的程度，在很大程度上取决于输入的功率和浆料的通过量。要保持浆料质量的均一。磨盘单位面积上输入的功率保持稳定是非常重要的。

磨盘齿型对磨浆质量和动力消耗的影响还需做很多工作。目前，保尔系统的预热木片磨木浆的压力磨浆段多用如图 1-4-53 所示类似的齿型。

5. 原料的影响

木材的材种，物理性质，纤维形态和化学成分等，对纸浆的性质亦有很大的影响。国内某厂在现有热磨木片磨木浆系统和工艺条件下，配用一定量的杨木，生产热磨木片磨木浆，其结果如表 1-4-14。由此可见：随着配用杨木量的增加，纸浆长纤维组分减少，强度下降，白度无明显变化。

表 1-4-14

配用杨木对纸浆质量的影响

纸 浆 性 质	配 比	100% 白 松	10% 杨 木 90% 松 木	20% 杨 木 80% 松 木
打浆度 (°SR)		56	54	52
筛分组成 (%) + 25 目		46.2	34.8	27.2
+ 50 目		21.3	22.7	29.0
+ 100 目		10.0	15.6	18.8
- 100 目		22.5	26.9	25.0
裂断长 (米)		2850	2420	2350
撕裂度 (克)		77	59.6	60
白度 (%)		64.1	64	65.1

木材的比重也影响木片磨木浆的质量。随着比重的加大，在固定磨浆动力消耗下，浆料的撕裂因子降低，打浆度将升高。

据对火炬松(Loblolly Pine)的研究，木片磨木浆的特性和木材的特性间的关系见表 1-4-15。

这些结果表明：用比重小、生长快、秋材含量高、抽提物含量低的木材，可生产出强度较高的木片磨木浆。

6. 盘磨机负荷的波动

在木片磨木浆生产中，就是在正常操作条件下，亦经常出现电机负荷的波动。电机负荷波动的原因，一是木片料源供应的不均匀，一是盘磨机蒸汽气流的干扰。压力盘磨机供汽压力的波动，也引起电机负荷的改变。磨盘的不平行也助长了电机负荷的波动，根据电机负荷和盘磨机轴向力的测定结果表明，这两者有密切的关系。因此，必须小心操作，保证设备的满负荷运行，注意磨盘的不平行度，防止“反喷”发生。

表 1-4-15

纸浆特性和木材特性间的关系

木 材 特 性	纸 浆 特 性	与所研究的木材或纤维性质的关系
木材粗视特性	纸页紧度 耐破因子、撕裂因子和裂断长	随秋材含量%的增加而增加 随秋材含量%增加而增加 随比重减小而增加 随较快的生长速率而增加 随离开树心的距离增加而增加
纤维形态	纸页紧度、耐破因子和裂断长 撕裂因子	随管胞长度增加而增加 随细胞壁增厚而增加 随管胞直径减小而增加 决定于管胞的长度 随管胞壁厚而增加 随管胞直径减小而增加
化学成分	纸页紧度, 耐破因子, 撕裂因子和裂断长	决定于木材的木素 α -纤维素和半纤维素含量 随抽提物含量的增多而降低

第四节 磨木浆的质量及检查

一、磨木浆的质量要求

磨木浆主要用于生产新闻纸、纸板和印刷纸。目前我国 90% 以上的磨木浆是用于新闻纸, 少部分用于生产凸版纸的纸板。

在新闻纸中, 磨木浆配比一般为 80~85%, 化学浆用量很少。因此, 新闻纸的质量在很大程度上, 取决于磨木浆的质量。同时, 新闻纸一般都在高速纸机上抄造, 故磨木浆还应满足高速纸机正常运行的要求。

新闻纸的质量要求, 表现为轮转裂断率和印刷适应性两方面, 这些要求与纸的表面性质和结构有关。轮转裂断率系指印刷时, 每 100 个卷筒纸断裂的次数。显然, 为满足轮转印刷机高速印刷的要求, 轮转裂断率应低, 即要求纸页具有高的抗张强度、撕裂强度、耐磨强度和伸长率。良好的印刷适应性, 要求纸面平滑细致, 组织均匀, 具多孔性, 比较松软, 高的光散射系数和一定的白度, 良好的油墨吸收性, 保证印出的字迹和图片清晰美观。另外, 要求纸页表面强度高, 在印刷时不掉毛糊版, 提高印刷效率和印刷品质量。

为保证高速纸机正常运转, 湿纸页应有足够的湿强度, 浆料滤水性好。

虽然这些要求并不完全靠磨木浆来满足, 但与磨木浆的纤维组成、特性、纤维表面性质等有很直接的关系。所以, 对磨木浆的质量要求为: 要达到一定的打浆度, 浆料细腻柔软, 纤维细长, 比较均整, 长纤维含量较高, 又含有适量的细小纤维, 碎片和纤维束含量少, 有较好的白度与光散射系数, 强度较好。

我国某厂生产新闻纸的普通磨木浆的质量要求为:

打浆度

76~80°SR

裂断长 >2700 米
 纤维束 每 50 克浆中 0.5 毫米²以上的纤维束小于 300 条, 其中 1.0 毫米²以上者不超过 30 条

尘埃度 每 5 克浆中 0.2 毫米²以上的尘埃小于 70 个, 其中树皮尘埃小于 4 个
 预热木片磨木浆质量要求为:

原料	100%白松
打浆度 ($^{\circ}\text{S.R.}$)	60~68
浓度 (%)	3.0~3.5
裂断长 (米)	>3000
尘埃 (个/50 克)	>0.5 毫米者少于 200
纤维束 (个/克浆)	<4
筛分析 (%) 25 目上残留量	30~35
50 目上残留量	60~65
100 目上残留量	70~80

二、磨木浆的纤维组成

磨木浆的纤维组成为纤维、细小纤维和纤维束三类(图 1-4-54)。纤维和细小纤维根据其长短、宽窄, 又可分为:

长纤维	长 $0.8\sim4.5$ 毫米	宽 $25\sim28$ 微米
短纤维	长 $0.2\sim0.8$ 毫米	宽 $2.5\sim2.8$ 微米
细小纤维		
胶状细小纤维	长 <0.2 毫米	宽 <1 微米
粉状细小纤维	长 $0.02\sim0.3$ 毫米	宽 $1\sim30$ 微米

但是仅仅基于纤维的长度来区分还是不够的, 还必须考虑纤维的厚度、柔软性和细纤维化程度。就磨木浆的组成来说, 细薄而柔软的纤维最好, 它的含量高, 纸的耐折度和撕裂度高。一般说来, 纤维的组成主要影响纸的动态强度。如果细小纤维中主要是胶状细小纤维, 则纸的静态强度(抗张强度和耐破强度)比较大。反之, 如粉状细小纤维含量高, 则所有强度性质都下降。

通常磨木浆用于抄造新闻纸时, 化学浆用量很少, 而又要求有较高的强度, 故磨木浆应含有较多的薄而细长的纤维, 并含有一定数量的细小纤维。平滑度要求高的某些印刷纸, 须用细小纤维较多的磨木浆。纸质松软, 吸收性大的纸所用的磨木浆, 最好是细小纤维含量适中, 而大部分为粉状细小纤维的磨木浆。

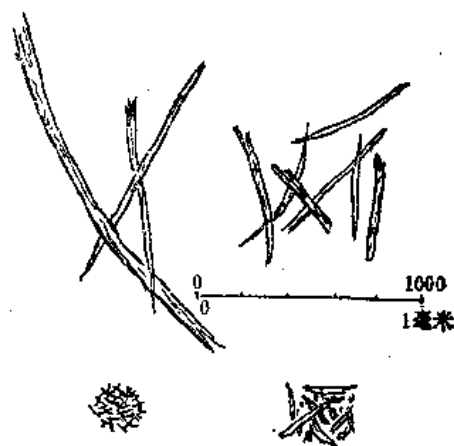


图 1-4-54 磨木浆的纤维组成成分

三、磨木浆的性质

各种磨木浆纤维的物理性质同化学浆是根本不同的。因此，必须用适应于磨木浆性质的特性参数来表示，以反映其特殊和重要的特性。

根据近年来电子显微镜研究，普通磨木浆、木片磨木浆和预热木片磨木浆，它们的纤维形态和纤维大小的分布是不一样的，纤维的表面状态也不相同，因而性质也有差别。与普通磨木浆比较，木片磨木浆和预热木片磨木浆的特征是长纤维组分含量高，因此强度高于普通磨木浆。某些普通磨木浆和预热木片磨木浆在不同游离度水平的筛分结果列于表 1-4-16。

表 1-4-16 两种纸浆不同游离度的筛分结果

	游 离 度 (CSF 90)				游 离 度 (CSF 150)				
	普通磨木浆	预热木片磨木浆			普通磨木浆		预热木片磨木浆		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
>30 目	15	26	31	42	14	12	48	55	45
30~50 目	25	28	21	19					
50~100 目	20	14	12		57	62	30	25	29
100~200 目	12	8	6	14					
<200 目	28	24	30	25	29	26	23	21	26

预热木片磨木浆主要含有两类纤维物料，即不同长度的纤维和不同长度和宽度的带状纤维片，纤维束含量较少，筛分后留于 30 目和 30~50 目的组分都是纤维（图 1-4-55）。在较细组分中看到的带状纤维片较长，宽度较均匀。这些带状纤维片都是从细胞壁上撕裂下来的薄片组成。细料组分中除带状纤维片之外，还有小纤维碎片、胞间层碎块、很薄的纤丝和射线细胞等。

普通磨木浆的纤维物料具有更不均整的结构，纤维组分含有许多挂在纤维上的较细的物料；从细胞壁上破裂下来的较短的碎片较多，几乎分布在各筛分组分中。带状纤维片不像在预热木片磨木浆中那样多和那样均一（图 1-4-56）。

普通磨木浆有较多的纤维束，预热木片磨木浆的纤维束几乎都是完全分离了的未损伤的纤维和纤维聚集体，这可能是由于木片中心未完全热透所致，但其数不多。据用 STFI 纤维束光学分析仪按纤维束宽度和长度检测，两种浆的纤维束含量如表 1-4-17 所列。两种样品都取自筛缝宽 0.15 毫米的索姆维勒(Sommerville)筛分仪的筛渣。

将未经筛选的普通磨木浆、木片磨木浆和预热木片磨木浆三种浆料，用 0.4 毫米宽筛缝的实验室平板筛浆机去掉粗纤维后，研究浆料的纤维长及纤维宽的分布情况，得到的结果如图 1-4-57。由图可见：两种木片磨木浆的长纤维含量比普通磨木浆多得多。几种浆料纤维宽度的分布范围大致相同，但普通磨木浆的细纤维多，这就是普通磨木浆更具柔软性的缘故。但是在木片磨木浆中，由于纤维被切断，含有较多长宽厚大致相同的

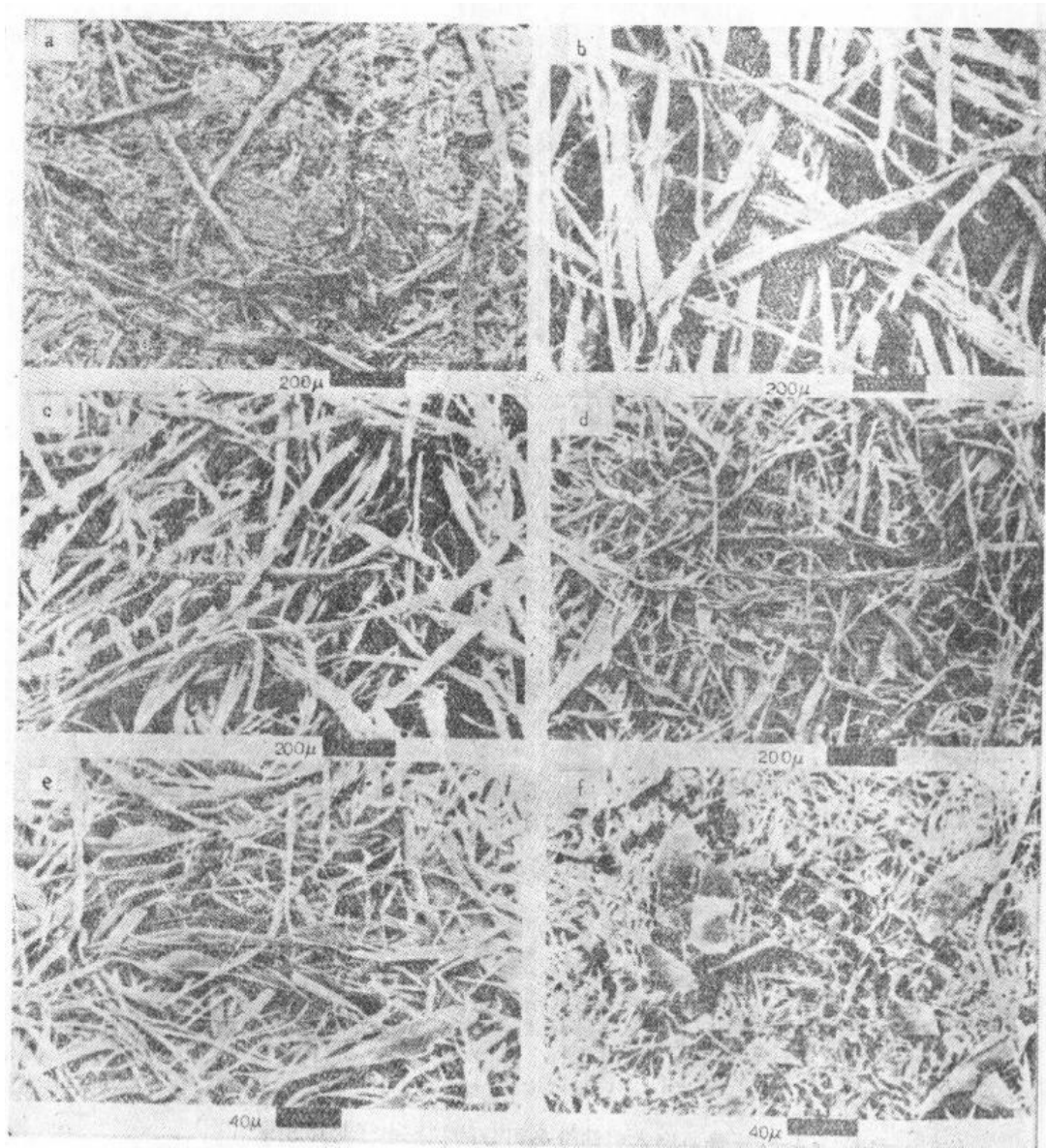


图 1-4-55 预热木片磨木浆筛分各组分的扫描电子显微镜照像图
a—全浆 b—>30 目组分 c—30~50 目组分 d—50~100 目组分 e—100~200 目组
分 f—<200 目组分

表 1-4-17

两种磨木浆的纤维束含量

长 度 范 围 (毫米)	普 通 磨 木 浆	预 热 木 片 磨 木 浆	普 通 磨 木 浆	预 热 木 片 磨 木 浆
	1 克纸浆中宽度为 75 微米的纤维束数目		1 克纸浆中宽度为 125 微米的纤维束数目	
0.5~1.5	119,000	118,000	46,000	21,000
1.5~2.5	28,000	8,000	6,100	800
2.5~3.5	7,300	1,100	1,200	130
3.5~4.5	1,900	200	300	20
4.5 以上	700	50	90	3

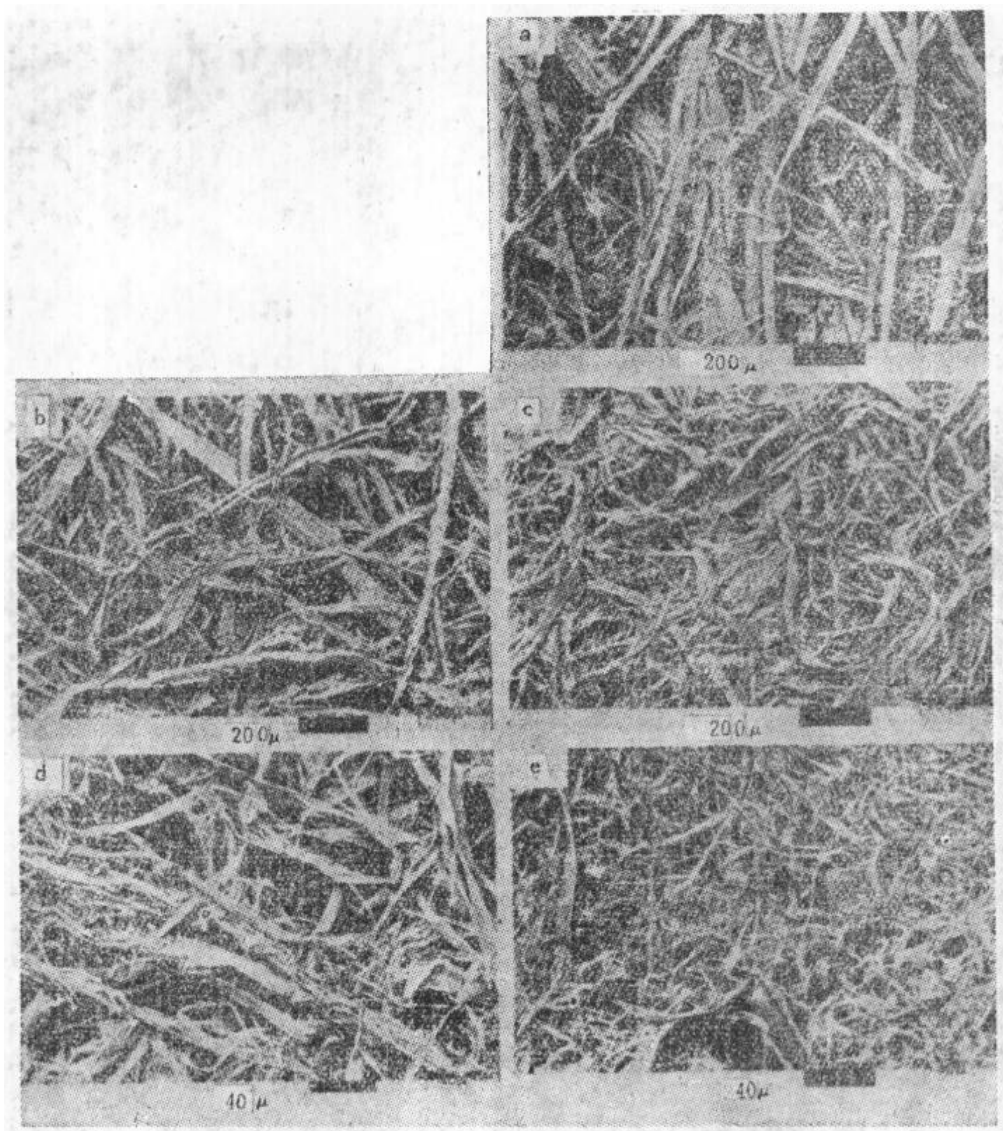


图 1-4-56 普通磨木浆筛分各组分的扫描电子显微镜照相图
a—>30 目组分 b—30~50 目组分 c—50~100 目组分 d—100~200 目组分 e—<200 目组分

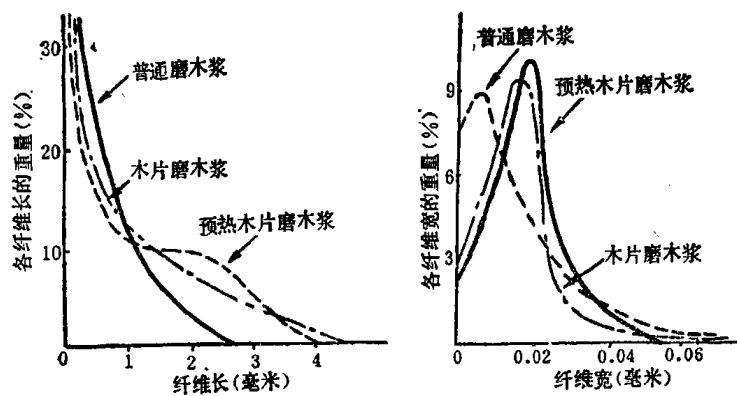


图 1-4-57 各种磨木浆的纤维长和纤维宽的分布曲线

纤维束。在预热木片磨木浆中，这种现象也同样存在，但纤维束数量比另外两种浆都少。

木片磨木浆和预热木片磨木浆的强度较普通磨木浆高。据国外资料，一般高40~50%，国内生产实践亦证明此优点。三种磨木浆的质量比较如表1-4-18。

表 1-4-18

云杉木材三种磨木浆质量比较

性 质 \ 浆 种	普 通 磨 木 浆			木 片 磨 木 浆			预 热 木 片 磨 木 浆		
游离度 (CSF 毫升)	200	150	100	200	150	100	200	150	100
松厚度 (厘米 ³ /克)	2.85	2.70	2.60	3.30	3.00	2.80	3.24	2.92	2.87
裂断长 (千米)	1.9	2.3	3.0	2.3	2.9	3.6	2.4	2.9	3.8
撕裂因子	30	33	35	50	55	65	55	63	80
纤维束含量 (%)	4.0	3.5	1.6	3.5	2.0	1.2	1.3	1.1	0.4
筛分析 (%)									
>30 目	20	18	15	34	30	25	50	46	37
30~200 目	60	57	55	50	53	52	32	34	39
<200 目	20	25	30	16	17	23	18	20	24

生产经验表明：普通磨木浆电耗最低，白度高，纤维组织较好，光泽度较好，生产可靠性较强，强度较低。木片磨木浆纤维较长，强度较普通磨木浆高，滤水较快；但动力消耗比普通磨木浆高40%以上，纤维束含量多，在筛选时也难于除去。预热木片磨木浆强度最好，纤维束含量也少，动力消耗亦高，白度稍低。

普通磨木浆与预热木片磨木浆的技术经济比较，据国外报导如表1-4-19所示。所以普通磨木浆的直接费用比预热木片磨木浆低24%。

表 1-4-19

普通磨木浆与预热木片磨木浆的技术经济比较

项 目	单 位	单 位 价 格 (美元/单位)	普 通 磨 木 浆		预 热 木 片 磨 木 浆	
			消 耗 量	美 元	消 耗 量	美 元
			1000 公斤	1000 公斤	1000 公斤	1000 公斤
木 材	米 ³	39.00	2.74	106.86	2.83	110.37
电 耗	百万瓦小时	27.27	2.00	54.54	3.20	87.26
蒸 汽	GJ	3.38			1.00	3.38
磨 石				0.44		
磨 盘						2.60
漂 白 剂	公斤	1.30	16.00	20.80	20.00	26.00
人 工	小时	5.71	0.32	1.83	0.24	1.37
直接费用总计				184.47		230.48

预热木片磨木浆的能量消耗高，已引起广泛的重视。近来关于回收磨浆系统的能量，以低压蒸汽形式用于纸页干燥，如果盘磨机产生的蒸汽80%可以回收，那也仅相当于节约此过程所需能量的燃料的15%，而即或能达到这样的程度，也不能认为是低能量机械法制浆的突破。此外，预热木片磨木浆的纸易掉毛，还有污染，白度也较低，不大适用

于生产低定量级别的薄纸。所以，对预热木片磨木浆还有很多事要做。而普通磨木浆由于能量消耗较低，和较好的不透明度，作为印刷纸可以抄得较薄，故两者将互为补充而得到发展。所以，国外近来采用普通磨木浆和木片预热磨木浆各 50% 的配比抄造新闻纸。

关于磨木浆的特性参数，一些研究者讨论了用纤维长度来分类。福格克斯(Forgacs)在对普通磨木浆和木片磨木浆进行全面研究的基础上提出：为了说明磨木浆的特性，只需两项特性参数即可，即长度因子 L ——保留在鲍尔麦克涅特(Bauer-McNett)筛分仪 48 目网上的纤维重量百分数，和形态因子 S ——通过筛分仪 48 目而留于 100 目网上纤维的比表面积。结果表明：由各种磨木浆的实验室手抄片的湿强度、撕裂因子、耐破因子、裂断长、松厚度和透气度等性质，几乎完全取决于浆料的结构成分，故仅通过测量这两个特性参数，就能预示纸页的各种物理和机械性质(图 1-4-58)。

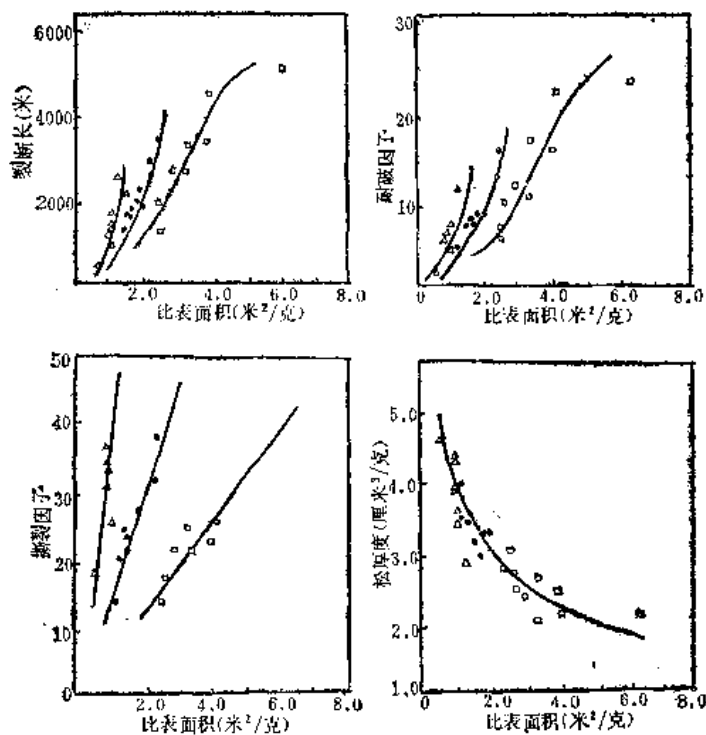


图 1-4-58 磨木浆比表面积与纸浆性质的关系

莫林(Mohlin)在广泛研究各种磨木浆性质的基础上认为：长纤维含量(留于鲍尔筛分仪 28 目网上的纤维重量百分率)和游离度相结合，可以预示纸浆的性质。在最近的报导中又指出：各种磨木浆的强度受纸浆的长纤维含量和纤维的结合能力所制约。 Z 向抗张强度是纤维结合能力的一个很好量度。 Z 向抗张强度与长纤维含量结合起来，能够解释纸浆性质的差别。图 1-4-59 表示普通磨木浆和预热木片磨木浆的性质与 Z 向抗张强度和长纤维含量的关系。图上各曲线是各种性质的等强度曲线，曲线斜率表示长纤维含量和结合程度对各种性质的影响大小。曲线越陡，长纤维含量对强度的影响就越大。长

纤维越少，纸页中纤维的结合就越好。由图可见：撕裂因子是与长纤维含量最为有关的性质，而弹性模数与结合强度关系最大。

还有许多研究者研究了另外一些表征各种磨木浆特性的方法。根据工厂和文献资料进行回归分析得出：加拿大游离度、纤维束含量和长纤维含量（留于 28 目网上的纤维重量百分率），可以作为预示磨木浆各种性质的特性参数，仅仅通过监控这几项参数指标，即能达到预示纸浆性质的目的。

四、磨木浆的质量检查

磨木浆的质量好坏，是以满足纸的质量要求，并适应纸机抄造为标准。在生产中通常是测定其滤水性，观察纤维形态，有的厂还测定裂断长，借以控制生产。

（一）滤水性

磨木浆的滤水性一般使用打浆度仪测定，称为打浆度，国外多测定加拿大标准游离度(CSF)。磨木浆的打浆度是一项较重要的质量指标，它表现纸浆在纸机湿部的脱水快慢，概括地反映纸浆的质量。但打浆度不能完全反映磨木浆的质量和数量变化，它必须与其它项目检测结合起来，才能正确地反映磨木浆的质量。

（二）纤维形态

检查和控制纤维形态，是保证磨木浆质量的重要方面。鉴定纤维形态的方法，常用的有以下几种：

1. 蓝玻璃法

蓝玻璃法是一种简单迅速检查纤维形态的方法，能及时发现浆坑中纤维形态和组成的变化，以便进行生产调节。蓝玻璃检查是在较强的灯光下，将蓝玻璃上的浆料稀释到 0.2% 左右的浓度，观察纤维的长短粗细、纤维束的多少、纤维沉降的大致情况。使用这种方法观察浆料质量，需要一定的经验，而且只能作定性的直观。

2. 显微镜观察

利用显微镜观察纤维形态，比较清晰，可观察细纤维化程度，并可进行显微镜照像，多用于研究工作方面。

3. 显微投影仪

利用显微投影仪将纤维放大投影到屏幕上，操作方便，比较迅速，易于观察，浆料适当处理可以判别浆料中针叶材和阔叶材的比率，近年来应用较多。

（三）筛分析

利用不同网目将纸浆纤维按长短大小分为若干级分，根据各级分的重量百分率来判别浆料的结构成分，从而估计浆料的质量，称为筛分。除筛分之外，国外还有多种仪器检测浆料中的纤维束含量。

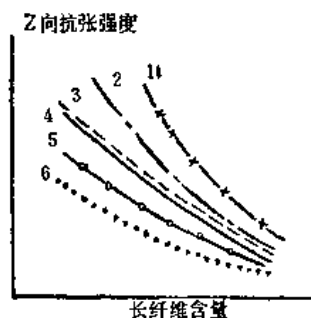


图 1-4-59 磨木浆的性质与长纤维含量和 Z 向抗张强度的关系

1—撕裂因子 2—双折次的对数 3—抗张因子 4—突破因子 5—张力能吸收 6—弹性模数

(四) 测定机械强度性质

在各种磨木浆流程的浓缩部位取样,在抄片器上抄成浆张,直接测定各种强度性质,这是最能说明纸浆质量的方法,但作为生产控制,时间嫌太长,不能及时指导生产。

在检测磨木浆的质量中,需要注意其“潜态性”问题。所谓“潜态性”(Lantency)即磨木浆在其最初热态时的质量特性,在冷却存放中会发生变化,表现出热态时的质量高,冷却后质量降低。但如在较高温度下(80~90℃)稀释搅拌半小时,即可消除其“潜态性”,不再发生质量的变化。

目前,在磨木浆生产中,还没有一种完善的检查方法能综合地表明磨木浆在高速纸机上的抄造适应性,故曾在全国新闻纸质量会议上提出研究磨木浆的性质,创造简易可行的测试方法,以便合理地评价磨木浆的质量。

第五节 褐色磨木浆和机械草浆

一、褐色磨木浆

木材在磨解之前,先在蒸煮锅内予以汽蒸,然后在磨木机上磨解而成的纸浆,称为褐色磨木浆。木材经过汽蒸,结构松软,容易磨浆,所得纸浆纤维细长、强度很高、滤水性好,适于生产包装纸和强度高的纸板。

褐色磨木浆颜色棕褐,大大限制了它的用途。此外,木材经汽蒸后,有多种有机酸生成,腐蚀性较强,凡与浆料接触部分,均需采取防腐蚀措施。

(一) 汽蒸对木材和纸浆性质的影响

木材在汽蒸时,其化学组成有一定的变化。在120~130℃温度下汽蒸时,主要去掉的是易水解的聚糖、部分挥发性的酸类等物料。温度升高到160℃或以上时,难水解的糖类也开始水解,这时纤维组织受到破坏,机械强度下降,所以一般汽蒸温度都不超过160℃。此外,通过汽蒸后,木材重量有损失,其损失的百分率,即可表示木材的汽蒸程度。

木材在汽蒸时,由于有机酸和糖类作用,生成有色物质;氧化作用也使木材颜色发生变化。汽蒸后颜色的深浅,与木材的材种及含水量多少有关。

增加木材的汽蒸时间,可提高磨木机的生产能力;但时间超过6~7小时,纸浆的强度下降。

(二) 汽蒸条件

木材汽蒸分三个阶段:第一为升温阶段,一般在0.5~1.5小时内,升到规定的最高温度或压力。第二为保压汽蒸阶段,在规定的最高压力下进行汽蒸,汽蒸时间长短根据材径大小和含水量多少来决定。一般情况下,压力为 $3.96\sim 5.89\times 10^5$ 牛顿/米²(4~6公斤/厘米²)时,时间4~18小时,决定于生产的纸浆品种。第三为减压阶段。

木材汽蒸后,可在锅内用水趁热洗涤,使其颜色稍为变浅。经过汽蒸木材损失为7~9%。

(三) 磨木

汽水洗以后的木材,应当立即磨木。由于木材组织变软,不需在高温下磨木,一般磨浆温度为 $40\sim 45^{\circ}\text{C}$,磨木比压也不宜太大。由于浆料呈酸性,磨石需用耐酸水泥制作,凡与浆料接触部分均需使用耐酸材料。磨石的粒度为 $0.8\sim 1.5$ 毫米,采用4~7号斜纹或菱纹刻石刀刻石,当生产细浆时,用8号刻石刀。褐色磨木浆的成浆质量,一般控制打浆度在 $30\sim 60^{\circ}\text{SR}$ 之间,生产包装纸接近上限,生产纸板接近下限。

二、机械草浆

为了充分利用我国草类资源,开拓机械法制浆的新原料,国内有关单位正积极开展草类原料(蔗渣、芦苇等)制预热机械草浆的研究。初步试验表明:蔗渣原料用预热磨浆方法所生产的机械浆,具有磨木浆的一些特性:比表面积大,油墨吸收性良好,不透明度高,有较好的纸页成型性,成纸松厚度较大。与适量的长纤维配抄时,成纸组织均匀,强度亦较好。但热磨蔗渣机械浆白度低、纤维短,干湿强度均较低。用砂轮磨盘磨浆初步试验表明,砂轮盘面比较粗糙,对草类的磨浆效果明显,但目前磨盘磨耗还较大。今后如能对设备、工艺、浆料性质等方面进一步加强研究,发展已取得的成果,当会为草类原料制取得率高的纸浆开辟新的途径,为更快地发展我国造纸工业作出贡献。

主要参考文献

1. 天津大学等院校:制浆造纸工艺学,中国财政经济出版社出版,1961年,第43~78页。
2. 华南工学院编:制浆造纸机器和设备(上册),中国财政经济出版社出版,1964年。
3. 隆言泉:纸浆学(上册),高等教育出版社,1959年。
4. S. A. Rydholm: Pulping Process(1965), p. 368~398.
5. R. G. MacDonald, J. N. Franklin: Pulp and paper manufacture Vol. I. 1969.
6. K. H. Klemm: Modern methods of mechanical pulp manufacture(1958).
7. Proceedings of 1975 International mechanical pulping conference. preprint(San Francisco. 1975).
8. 轻工业部造纸研究所:国外制浆造纸工业技术经济参考资料,1977年。
9. 吉林造纸厂:木片磨木浆资料汇编(一),1975年。
10. 磨木变数对机械浆质量的影响,造纸技术通讯,1974年,第3期,第60~65、74页。
11. 用无坑磨木和传统技术提高磨木浆质量,造纸技术通讯,1977年,第2期,第45~53页。
12. 盘磨机磨盘齿型和材质的选择译文,造纸技术通讯,1978年,第2期,第56~59页。
13. 吉林造纸厂技术通讯,1979年,第1期。
14. 热法木片机械浆,天津造纸通讯,1976年,第4期,第52~65页。
15. J. Blechschmidt: Zur Theorie des Schleifprozesses, Zellstoff und Papier 26, № 51977.
16. U. Ullman: The basic grinding mechanism-consideration and control, P. P. M. C. 77 № 1 (1976).
17. D. A. I. Goring: Thermal softening of lignin, hemicellulose and cellulose, P. P. M. C. 64 № 12: T517(Dec., 1963).
18. D. Atack: On the characterization of pressurized refiner mechanical pulps, Svensk Papperstidning 75, № 3: 89(1972).
19. D. Atack: Mechanical reduction of chips by double-disk refining, P. P. M. C. 64 № C: T-75(1963).
20. M. M. Loly: Pulpstone sharpening, Theory and practice preprint of 64th annual meeting of the technical section C. P. P. A. A111-116(1978).

第五章 半化学浆和化学机械浆

第一节 概 述

半个世纪以来逐步发展起来的半化学浆和化学机械浆，在最近十多年发展较快，这不仅表现在日本、法国、意大利等造纸原料比较缺乏的国家，就是木材资源较为丰富的美国、芬兰等国家也非常重视发展半化学浆和化学机械浆。据统计，日本半化学浆和化学机械浆的产量，在1970年占纸浆总产量的23.4%，达到了高峰，在1976年也仍然占16.3%，居第二位。美国半化学浆和化学机械浆的产量，在1974年纸浆的品种构成中占8%，居第三位，仅次于硫酸盐浆和磨木浆。近几年来，我国为了节约用碱，降低原料消耗，提高制浆得率，也在大力推广和发展草类原料为主的半化学浆和化学机械浆，并取得了较好的成绩。

半化学浆和化学机械浆都是一种在制浆时，既用化学方法，也用机械方法生产出来的纸浆，都属于两段制浆方法，即包含有化学预处理和机械后处理两个阶段。由于化学处理条件比较温和，所以浆的得率很高。按化学处理程度上的不同，半化学木浆的得率可以达到65~85%，化学机械木浆更可高达85~90%。从纸浆得率来讲，远远超过普通化学浆，甚至比高得率化学浆也高些。

发展半化学浆和化学机械浆的目的，一是为了开辟制浆原料的来源，充分利用其他制浆方法不甚适宜或较少使用的阔叶木，二是为了降低生产成本，以生产得率相当高的，特别是用阔叶木生产其性质与针叶木化学浆或机械浆相接近的纸浆。除木材外，也可使用如蔗渣、芦苇、禾草等草类原料来生产。这类浆的特点是得率高和药品消耗少，较一般化学浆的得率高10~40%，生产半化学浆只除去原料中的25~50%的木素和30~40%的半纤维素，而用普通方法制浆时，要除去原料木素的80~90%，半纤维素的60~80%。利用工业上通用的化学制浆方法，原则上都能生产出半化学浆，如硫酸盐半化学浆，中性亚硫酸盐半化学浆，酸性亚硫酸盐或亚硫酸氢盐半化学浆等。另外，新近又出现绿液法、氧碱法及无硫半化学制浆法。值得指出的是，中性亚硫酸钠法特别适合用阔叶木来生产半化学浆，这就是国内外广泛使用的、通称的NSSC法半化学浆。化学机械浆的生产是将原料用冷碱液（苛性钠）或中性亚硫酸钠温液进行短时间浸渍后，直接送入盘磨机进行磨碎的高得率制浆法。它和半化学浆的区别主要在于化学处理更温和，基本上保留了原来木素的含量，只是溶出抽出物和部分短链半纤维素。这种化学机械浆介于普通磨木浆和半化学浆之间，其得率和性质均与磨木浆接近，这两类浆在制浆时其化学组成的性质和损失见表1-5-1。

从表1-5-1可看出：半化学浆得率75%、化学机械浆得率88%时，木素的除去数量是按下列顺序而减少：酸性亚硫酸盐法、中性亚硫酸盐法、硫酸盐法和烧碱法。而半纤维素的除去数量则按烧碱法、硫酸盐法，中性亚硫酸盐法和酸性亚硫酸盐法的顺序而减

表 1-5-1

木材成分	典型阔叶木分析 (%)	化学机械浆 (得率 88%)		半 化 学 浆 (得率 75%)							
		冷 碱 法		酸性亚硫酸盐		中性亚硫酸盐		硫 酸 盐 法		烧 碱 法	
		浆分析 (%)	浆损失 (%)	浆分析 (%)	浆损失 (%)	浆分析 (%)	浆损失 (%)	浆分析 (%)	浆损失 (%)	浆分析 (%)	浆损失 (%)
木素	22.5	25.0	— —	13.8	— 12.2	17.4	— 9.5	20.7	— 7.0	23.8	— 4.6
半纤维素	24.0	15.9	10.0	21.1	8.2	17.8	10.7	15.9	12.1	13.5	13.9
纤维素	50.0	56.7	—	62.6	3.0	62.5	3.0	62.1	3.4	61.4	4.0
抽出物和灰分	3.5	2.4	2.0	2.5	1.6	2.3	1.8	1.3	2.5	1.3	2.5
总 计	100	100	12.0	100	25.0	100	25.0	100	25.0	100	25.0

少。对纤维素的侵蚀，烧碱法最严重，硫酸盐法其次，中性亚硫酸盐法和酸性亚硫酸盐法最小。抽出物的溶出以在碱性药液中为多。在冷碱法化学机械浆中，木素基本无变化，只有半纤维素和抽出物溶出。

此化学浆和化学机械浆可用来抄造新闻纸、包装纸和各种包装纸板。经过漂白的半化学浆还可制造书写纸、杂志纸等。

我国利用阔叶木、林区废材、煤矿坑木废材、枝桠材和芦苇蔗渣、稻麦草等生产半化学浆和化学机械浆的工厂日渐增多，结合我国现实情况，近年来推广和发展草类半化学浆的生产，并取得了较大的效果，特别在节碱方面，吨浆碱耗比化学浆可节约 30~50%，具有重要的意义。目前，半化学浆的生产规模已逐渐扩大，蒸煮工艺也从单一的碱性亚硫酸盐法推广到烧碱法、硫酸盐法和亚铵法等；原料也从高粱秆、稻麦草、蔗渣、芦苇发展到枝桠材、城市和林区废材等；可供抄造的品种有：有光、凸版、包装、箱板纸、瓦楞原纸等。

半化学浆的试制和推广，推动了生产的发展，普遍反映碱耗显著下降，成本降低，成纸物理强度有所提高，脱水快，洗涤容易，为纸机正常运行和进一步提高车速创造了良好的条件。生产草类半化学浆，增添的设备不多，便于在中、小厂推广。

半化学浆和化学机械浆，作为生产高得率浆的一种方法，也还存在一些问题，它和化学浆相比，浆强度较差，纤维束较多，纸的外观和印刷适性不好，漂白后易返黄，漂到高白度有困难。因此，不宜抄造高级纸张，产品质量和用途受到一定限制。随着科学技术的发展，这些问题将会逐一得到解决。

第二节 中性亚硫酸盐法半化学浆

中性亚硫酸盐制浆法，这里是指中性亚硫酸钠制浆法。第一个中性亚硫酸盐半化学浆纸板厂建于 1925 年。这种方法制得的纸浆，具有得率高、颜色浅、滤水性能与强度好的特点。中性亚硫酸钠法按蒸煮条件的不同，可以生产化学浆、半化学浆与化学机械

浆。在国外，主要用来生产半化学木浆和化学机械木浆，在国内，用中性亚硫酸钠法生产草类化学浆，积累了一些生产经验。近年来，用林区废材、枝桠木、高粱秆、稻草等生产半化学浆也在不断的发展，生产这种浆时，通常是將阔叶木或草类原料切成小片，在适当的高温下(170~190℃)，用含有缓冲剂的 Na_2SO_3 溶液，经过一定时间的蒸煮，然后在盘磨机中进一步分离成纤维来制得。改变化学处理和机械磨解的操作条件，就可制得从瓦楞纸板到半透明纸等各种不同要求的半化学浆。

阔叶木中性亚硫酸盐半化学浆含 10~15% 木素，而普通化学木浆只含 3~7%，由于它的“中性”蒸煮条件，大量半纤维素被保留，制得的浆赋予产品以良好的挺硬度，这是瓦楞原纸最重要的一个特性。因此，这种半化学浆主要用来生产瓦楞原纸。另外，由于半纤维素含量高，经过漂白，也用它来生产防油纸。

一、原料的选择和使用

正如上述，阔叶木对本法有较大的适应性，特别是色浅、比重小的山杨和所谓软的阔叶木如桦木；用针叶木时，在经济上不尽合理；草类原料由于半纤维素含量高，蒸煮后仍可大量保留下来。显然，针叶木、阔叶木和草类原料三者木素含量与木素结构上，特别是木素甲氧基含量和木素在中性与碱性亚硫酸盐溶液中溶解度的不同，这三种原料用本法制浆的难易也会有差别，草类原料最易，针叶木最难，这是中性亚硫酸钠对针叶木的反应能力较弱所致。

木材备料时，可切成 10~12 毫米的短木片，这能在不降低浆的强度条件下，加快蒸煮药液的浸透。在缺少阔叶木的地区，也有使用针叶木的。实际上，在工业生产中，往往使用阔叶木的混合材，甚至掺有少量的针叶木来制造中性盐半化学浆。

二、蒸煮药液的制备

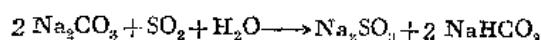
工业上中性亚硫酸盐蒸煮液成分主要是 Na_2SO_3 ，其中含有一定量的缓冲剂，控制 pH 在 7~9 的范围，这样可以中和有机酸，防止设备腐蚀，控制蒸煮使在接近中性条件下进行，避免了糖类的酸性水解，因而可以提高纸浆的得率。用作缓冲剂的有 Na_2CO_3 、 NaHCO_3 、 Na_2S 、 NaOH 、 Na_2SO_4 等，通常使用较满意的是 NaHCO_3 ，它的缓冲作用最强，同时浆的颜色较好，漂剂消耗低。 NaOH 作为缓冲剂时，有蒸煮作用并具有使 SiO_2 变为可溶性硅酸钠的优点。

制备药液的方法有：

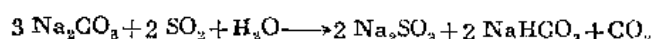
(1) 利用苯酚化工厂副产品——固体亚硫酸钠(纯度一般为 45% 左右)，在 45~60℃ 下溶解于水，然后再加入一定量的缓冲剂。

(2) 用 Na_2CO_3 溶液吸收 SO_2 (也可用 NaOH 溶液吸收)，掌握不同的 pH 值，可以得到不同组成的药液。

当 pH 在 8.5~9.0 时：



当 pH 在 8.0~8.5 时：



pH 愈低, 表示 Na_2SO_3 与 NaHCO_3 的比值愈大, 适当掌握药液在塔中的循环量, 就能得到符合要求的比值。反应通常控制在 82°C 下进行, 目的是防止中性亚硫酸钠结晶析出。药液的制备流程如图 1-5-1(1)、(2)、(3)。

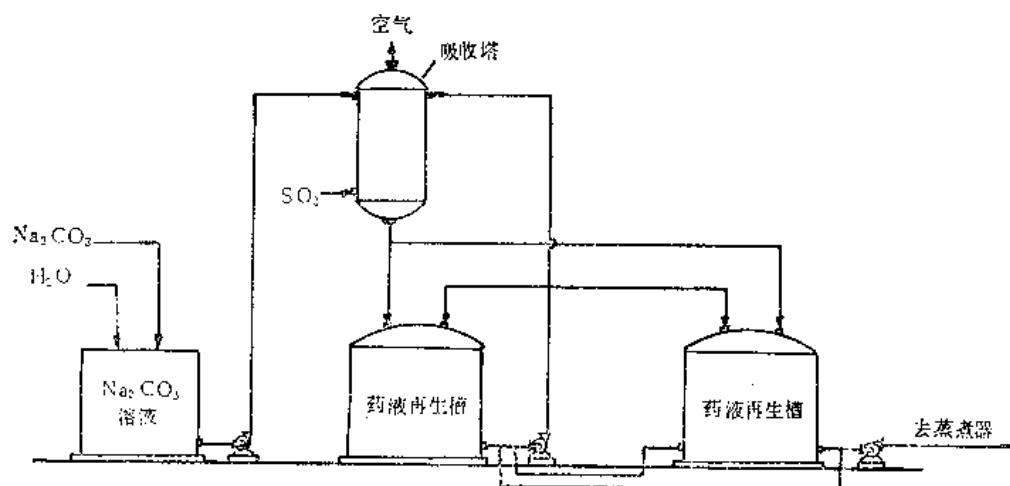


图 1-5-1(1) 使用 Na_2CO_3 的 NSSC 药液间歇制备系统

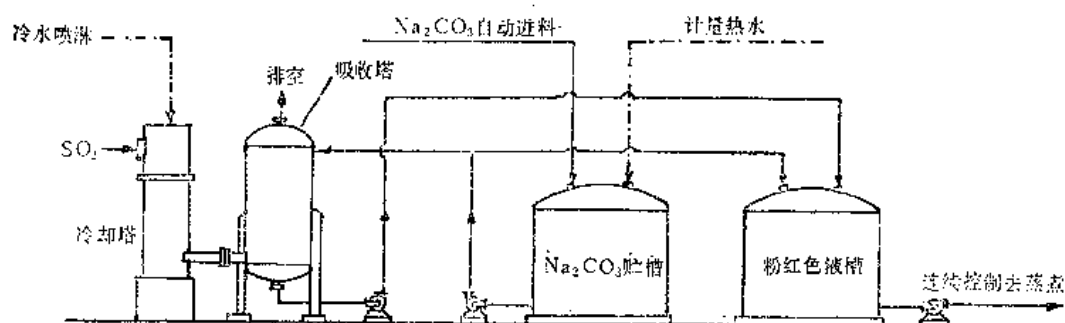


图 1-5-1(2) NSSC 药液连续制备系统

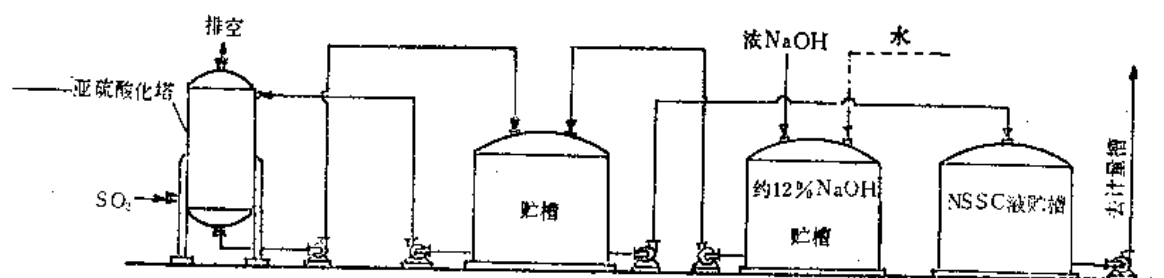


图 1-5-1(3) 使用 NaOH 的 NSSC 药液间歇制备系统

(3) 从中性亚硫酸钠废液制备药液, 将在本节后面叙述。

通常制得药液的浓度含 Na_2SO_3 120~200 克/升, Na_2CO_3 30~50 克/升, 送入蒸发器时, 此溶液还需要用前一锅的热废液和水来稀释。

三、半化学浆的蒸煮

蒸煮目的主要是使原料经过温和的化学处理后,用盘磨机使软化了的原料磨解成为纸浆。图 1-5-2 表示日产 270 吨瓦楞原纸用阔叶木中性亚硫酸盐半化学浆生产流程图。

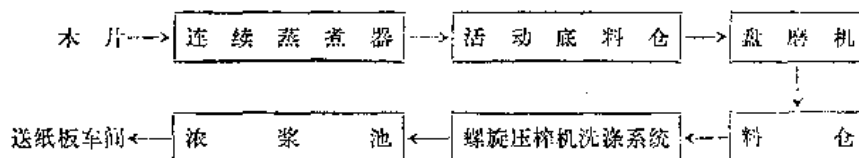


图 1-5-2 瓦楞原纸的半化学浆生产流程

阔叶木漂白中性亚硫酸盐半化学浆生产流程(日产 100 吨)见图 1-5-3。

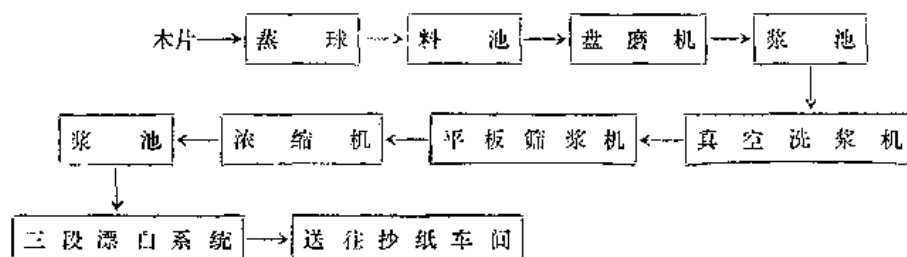


图 1-5-3 阔叶木漂白 NSSC 浆生产流程

(一) 蒸煮时各成分的反应和变化

蒸煮时木素结构单元上 α -碳原子的磺化作用是脱木素的主要反应,由于蒸煮时的 pH 较高(蒸煮开始时药液 pH 通常大于 8),木素的非酚型结构不像在苯环上具有游离酚羟基的酚型结构那样,难以使 α -碳原子得到活化,因而在结构单元上存在的 α -醚键、 β -醚键都比较稳定,不易磺化。中性亚硫酸盐溶液和木素的反应,主要限于木素中的酚型结构,木素的磺化速度很慢,也很不完全。此外,碳水化合物水解也较少。例如制取得率在 70~85% 的中性亚硫酸盐半化学浆,在蒸煮时将有 50~75% 的木素和 30~45% 的半纤维素进入溶液。研究杨木 NSSC 浆蒸煮时木素的溶出,发现进入溶液的第一部分木素多半含有愈疮木基单位,而当木素进一步溶解时,就增加了含有丁香基的木素量。蒸煮时木素逐渐磺化,到正常半化学浆蒸煮的末期,磺化度是 $S:OCH_3$ 为 0.3:1,延长蒸煮时间,杨木的大多数木素溶出,相当于化学浆的木素含量。磺化作用首先从胞间层开始,而木素是先通过细胞壁内层扩散到胞间层溶解出来。

虽然半纤维素在中性或微碱性条件下比较不易水解成可溶的糖类物质,但在中性盐半化学制浆时,通过中和易于除去的乙酰基和木材中其他酸基以及木素-碳水化合物复合体的水解,半纤维素仍有相当数量被溶出。

当杨木(山杨)的中性盐半化学法蒸煮到 75% 的得率时,发现有 1/3 的半纤维素被溶解。其中有 25% 可以成未降解的形式回收过来,其余的在任何情况下都不会在废液中以单糖、双糖或三糖形式存在,保留在浆中的半纤维素几乎未降解。进一步研究得率在 75~95% 的杨木中性盐半化学法蒸煮时,发现蒸煮开始有一些低聚合度的碳水化合物,可能还有果胶类物质被移除,接着就是木素和半纤维素以大约相同的速率溶出。如图

1-5-4 所示, 得率在 75% 的水平时, 有木材重的 9~10% 的半纤维素和木素溶解出来。

桦木中性盐半化学浆的聚木糖与天然聚木糖或硫酸盐浆的聚木糖相比较, 多少有些降解, 但与传统的亚硫酸盐浆的聚木糖相比, 则降解很少, 这说明中性盐半化学浆蒸煮对半纤维素的温和作用, 因而这种本色浆容易打浆, 漂白后能用它抄造出紧度大, 强度高的防油纸一类的纸张。

纤维素在中性盐半化学法蒸煮时, 影响很小。从表 1-5-1 也可看出, 只有极少量的 α -纤维素受到降解, 比硫酸盐法和烧碱法半化学制浆都轻。

(二) 蒸煮变数

在 NSSG 法蒸煮中, 影响浆的得率和质量的因素有原料本身的性质、药液的组成、化学药品用量、蒸煮温度及时间等。

用阔叶木作原料一般比大多数针叶木好, 因为在同样得率下药品消耗少, 瓦楞原纸的强度好些。桦木和白杨是阔叶木中较好的原料, 山毛榉稍差, 而栎木最差。比重小的植物原料容易浸透, 比重大的木材, 很难制半化学浆。

木材的颜色会直接影响中性盐半化学浆的白度, 浅色杨木中性盐半化学浆可不经漂白就能用于抄造新闻纸。

纤维原料中的木素含量和性质对制浆有显著影响, 如蔗渣木素含量低(19% 左右)而活性大, 易浸透, 能在常压用碱液在 95~100℃下即可制成半化学浆; 木素含量超过 30%, 而且抗拒性大时, 目前认为制半化学浆有困难。阔叶木较针叶木木素含量低, 并具有非均一性, 特别适合本法制浆。

药液组成随亚硫酸盐的种类、使用的缓冲剂及它们的浓度而变化, Na_2SO_3 用得最多, 用 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ 进行中性盐的蒸煮, 蒸煮速度变快, 但浆的颜色暗, 强度差, MgSO_3 在中性范围内溶解度太低, 不适用于中性盐法。

中性亚硫酸盐药液的缓冲剂, 是用来中和蒸煮初期形成的有机酸, 缓冲剂用量主要决定于自纤维原料中产生的酸的性质, 一般为木材干重的 1.5~3.0% (Na_2O)。缓冲剂的种类会影响浆的白度, 使用 NaHCO_3 时, 能获得白度高的浆。缓冲剂用量不足时, 使蒸煮末期蒸煮液的 pH 变为酸性, 会导致得率降低和强度下降。有人曾研究过: 当生产得率 70% 的桦木半化学浆时, Na_2SO_3 和 NaHCO_3 之比以 4:1 最好, 这样终煮的 pH 为 7.1~7.2。

药液浓度是与加入的药品量和液比相互依赖, 蒸煮开始阶段由于药品消耗快, 浓度也迅速降低, 液比是一个重要因素, 变化范围由 1.5:1 到 4:1。低的液比, 蒸汽消耗

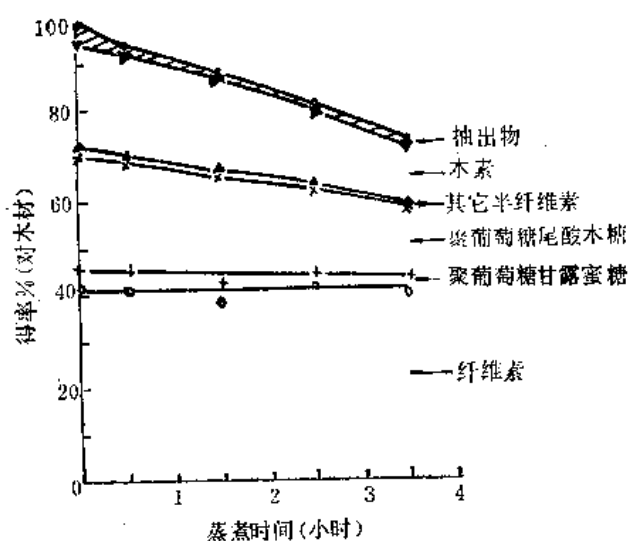


图 1-5-4 NSSG 法蒸煮时阔叶木组成的溶出

低，废液浓度高，有利于废液的回收，一般在保证均匀渗透的前提下，使用较低的液比。

蒸煮条件相同时，药品用量的多少，会影响蒸煮程度和蒸煮得率，典型的药品用量(以 Na_2SO_3 对绝干木材重 % 表示)与得率的关系如下：

得率%	70	75	80	85
Na_2SO_3 %	14~18	12~16	10~14	8~12

增加药品用量，会降低纸浆得率，但能相应地增加强度。决定药品用量时，要考虑原料情况和对浆质量上的要求。

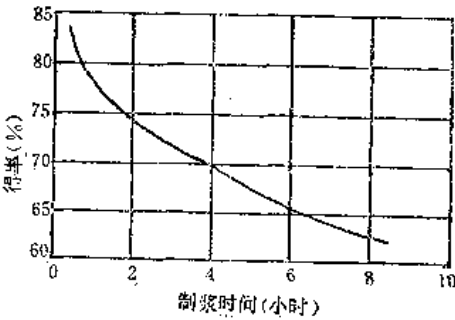


图 1-5-5 杨木 NSSC 浆得率和蒸煮时间的关系

的得率和蒸煮时间的关系见图 1-5-5。

(三) 蒸煮操作条件和设备

不同的原料和生产不同的产品，蒸煮条件将有较大的变化。表 1-5-2 为生产阔叶木中性盐半化学浆的代表性蒸煮条件。

表 1-5-2 代表性的蒸煮条件

	纸 板 用 浆	漂 白 用 浆
纸浆得率 (%)	70~80	65~72
药品用量% (对原木)		
Na_2SO_3	8~14	15~20
NaHCO_3	4~5	3~4
蒸煮温度 (°C)	150~185	160~175
保温时间 (小时)	0.3~1	3~8
磨碎动力消耗(千瓦·小时/吨风干浆)	220~320	180~270

在生产上制订蒸煮规程时，应根据原料性质、产品质量要求和蒸煮方式来确定。我国某厂在 25 米³蒸球内用煤矿废材(20% 松木、80% 桦木)生产箱板纸，用本色中性亚硫酸盐半化学浆时，蒸煮条件如下：

化学药品用量(公斤)

亚硫酸钠(纯度 70%)	1440
烧碱	150

硫化碱(纯度 62%)	150
木片加入量(公斤)	5500
总碱(Na_2O 计)(%)	12.5
液比	1:2.2
蒸煮最高温度($^{\circ}\text{C}$)	170
保温时间(小时:分钟)	3:30
粗浆得率(%)	70
硬度(卡伯值)	120

蒸煮时可以采用蒸球来生产供抄造普通文化用纸的本色或漂白中性亚硫酸盐半化学浆。不过,半化学浆更适于连续操作。卡米尔公司曾报导过比列若得(Billerrud)公司的葛若望(Gruvön)厂以桦木片为原料,用中性亚硫酸盐半化学浆生产瓦楞原纸,采用的卡米尔连续蒸煮器运转正常。在北美,横管式的潘迪亚连续蒸煮器使用较普遍,它的特点是蒸煮时间比卡米尔蒸煮器短得多,仅 10~30 分钟。这两类连续蒸煮器的结构与在碱法制浆一章内介绍的相同,不再重复。另外,还有在欧洲很早就用来生产硬纸板浆的立管式和横管式的阿斯普隆德(Asplund)连续蒸煮器;带有预蒸煮管的斯普洛特-瓦尔德朗(Sprout-Waldron)连续蒸煮器;由真空管、浸渍管和蒸煮管组成的保尔-格林柯(Bauer-Grenco)连续蒸煮器等。值得指出的是:六十年代出现的、在潘迪亚型连续蒸煮器基础上发展起来的两种新型连续蒸煮器,即斜管式(M-D 型)和汤佩拉-BG(Tempella-BG)型连续蒸煮器,已在欧洲广泛流行,并应用在中性亚硫酸盐半化学浆的生产上。

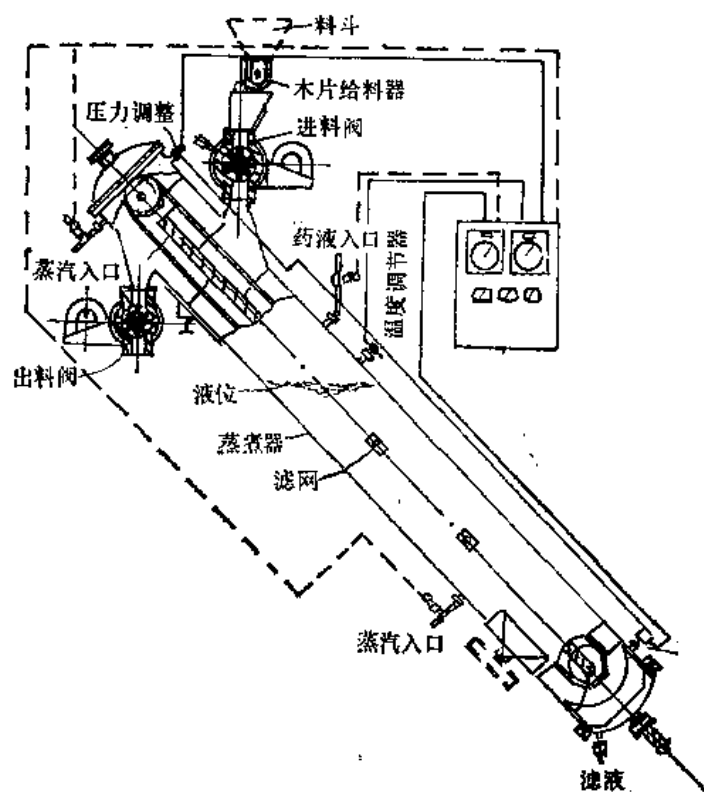


图 1-5-6 M-D 型斜管式蒸煮器

1. M-D 型斜管式连续蒸煮器

这是将木片的蒸汽预热、药液浸渍、气相蒸煮及液相蒸煮综合起来的设备。见图 1-5-6。它是一个呈 45° 安装的管子，直径为 $\phi 0.9 \sim 3.0$ 米，管长约为直径的 10 倍，管内沿纵向分为两部分，内有刮板运输器，在管子的上部装有转子给料器及与它相同的转子放料装置，木片由装料斗经过给料器进入管内上部，而后由刮板运输器的下行链把木片送到管下端，由此再被送入管上端的放料装置。管内药液液面保持一定高度。以直接蒸汽或通过蒸汽套来保持必需的蒸煮温度。这种蒸煮器的生产能力从 40 吨到 120 吨/日。

图 1-5-7 是 M-D 型斜管式连续蒸煮器用阔叶木生产 NSSC 浆的生产流程。得率为 78% 的阔叶木 NSSC 浆的蒸煮工艺条件如下：

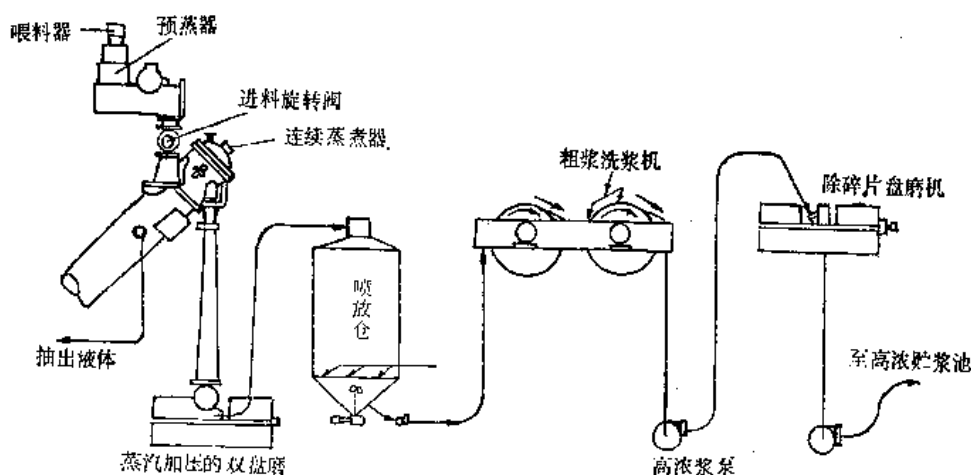


图1-5-7 用 M-D 型斜管蒸煮器生产阔叶木 NSSC 浆流程

蒸煮总时间	18~20 分钟
蒸煮温度	175~182°C
蒸煮压力	$9.3 \times 10.4 \times 10^5$ 牛顿/米 ² (9.5~10.5 公斤/厘米 ²)
药品用量	12~14% (对绝干木)
$\text{Na}_2\text{SO}_3/\text{Na}_2\text{CO}_3$	3:1~4:1

漂后得率为 55~65% 的这种中性亚硫酸盐半化学浆容易打浆，适于生产半透明纸、防油纸和食品包装纸板等。

2. 汤佩拉-BG 连续蒸煮器

见图 1-5-8，这是潘迪亚连续蒸煮器的一项革新。特点是在潘迪亚系统中使用蒸煮斜管，使在气相蒸煮之前，先进行液相预浸渍，主要用来制造得率 60~90% 的硫酸盐法或中性亚硫酸盐法的半化学浆及化学机械浆。也可用锯末来生产 NSSC 浆，制得的浆挺硬度好，这种锯末浆的性能与阔叶木浆相当，而且有它独特之处，即：良好的吸收性，较高的不透明度，容易打浆，搭配抄纸后可改善纸页的不透明度、平滑度以及印刷性能。可在普通阔叶木 NSSC 浆中加入 20%，不致影响其强度。从图 1-5-8 可看出：蒸煮器上面设有锯末仓 1，锯末经预汽蒸发器 2 到变速计量螺旋喂料器 3，再经高压旋转阀式喂料器 4，使锯末进入立式预浸渍器 5，在此加入预热的蒸煮药液，预浸后在蒸煮斜管 6

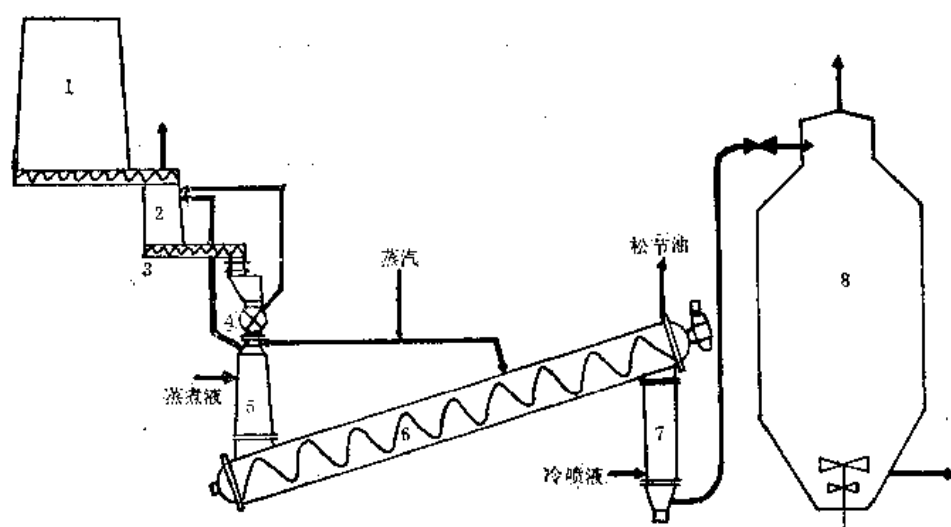


图 1-5-8 汤佩拉-BC 蒸煮器的锯末制浆流程

的下半部进行液相蒸煮，蒸煮时间用管内缓慢转动的螺旋输送机来控制。在立式蒸煮管 7 的上半部，蒸煮继续进行，下半部是冷喷放装置，设有底部搅拌器，可在此加入冷碱液(黑液)，降低温度和浆浓度，把浆料喷放到喷放锅 8 中。喷放浓度约 5%，温度约 130°C。

这种汤佩拉-BC 连续蒸煮系统用来生产 NSSC 浆的生产能力从 30 吨到 400 吨/日。

(四) 蒸煮废液的回收

随着半化学浆的发展，蒸煮废液中药品的回收是一个很重要的问题。但由于老厂规模不大，废液浓度不高，回收中的技术问题不少，建立药品回收系统的还不多见。

经济而又有效的办法，是把中性盐半化学浆工厂和硫酸盐浆厂建在一起或在硫酸盐浆厂内附设中性亚硫酸盐半化学浆的生产，进行废液的交叉回收。这样就可将中性亚硫酸盐半化学法得到的蒸煮废液送到硫酸盐回收系统，废液中的钠和硫可以代替硫酸盐浆厂用来补充损失而加入的芒硝，同时也可减少分别在两个系统单独蒸发浓缩废液操作上的麻烦。要全部利用中性盐半化学法废液中的化学药品，硫酸盐浆厂的规模就要比中性盐半化学浆工厂约大二倍以上。例如，在国外的一个包装纸板工厂采用中性亚硫酸盐半化学法和硫酸盐法联合操作时，中性盐半化学浆的产量为 700 吨/日，而硫酸盐浆的产量则为 1300~1500 吨/日。

最近十多年来，对中性亚硫酸盐废液中钠和硫的回收进行了许多研究和试验，并且有了一些回收系统投入了生产。如斯托拉(Stora)法、西沃拉(Sivola)法、米迪(Mead)法和伯雷得勒(Bradley)法等，这些回收方法在工艺流程和操作技术上都比较复杂，或者由于投资太大限制了应用，或者由于技术上的困难，而中断了生产。最近几年在日本投产的熔融物直接氧化法，据说是一种回收操作简单、有前途的方法。美国的索洛可(Sonoco)公司用铝的络合物回收中性盐废液的索洛可回收法，也已获得若干国家的专利。近年来新发展的，已实现工业化的中性盐废液回收系统还有 SGA-比列若得(SGA-Bille-rud)法、汤佩拉法两种。

SGA-比列若得法目前已经有六个工厂投产，它是基于在热分解反应炉中，浓缩的废液在氧气不足的条件下，进行瞬间热分解，使废液中钠盐变成碳酸钠，硫化钠变成 H_2S ，同时废液中有机物转变成可燃气体和碳， Na_2CO_3 和碳自气体分离出来， H_2S 与可燃气体一起燃烧生成 SO_2 后，又与 Na_2CO_3 在亚硫酸化塔中生成蒸煮酸。它的生产流程见图 1-5-9。

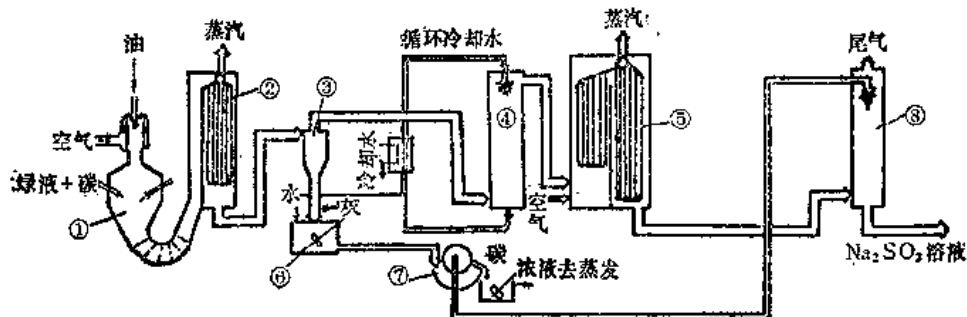


图 1-5-9 SGA-比列若得法回收流程

1—热分解反应炉 2—余热锅炉 3—旋风分离器 4—气体冷却塔
5—高压燃气炉 6—浸渍器 7—真空过滤器 8—炉气吸收塔

这种回收系统简单，维护费用低，热量和化学回收都高，但须严格控制燃烧条件。对酸性亚硫酸盐、亚硫酸氢盐、中性亚硫酸盐及碱性亚硫酸盐等的钠盐废液均可适用。

汤佩拉法 (TRP) 是一个回收和转变亚硫酸盐蒸煮药品的化学系统，已成功地用在工业生产上。它利用有效的化工单元操作把钠盐基亚硫酸盐废液经燃烧熔融后得到绿液的主要成分 (Na_2S 和 Na_2CO_3) 转变成纯净的 Na_2CO_3 溶液和 H_2S 气体。 H_2S 燃烧变成 SO_2 后，被 Na_2CO_3 吸收制得 Na_2SO_3 溶液作为蒸煮剂。图 1-5-10 表示汤佩拉法回收制浆化学药

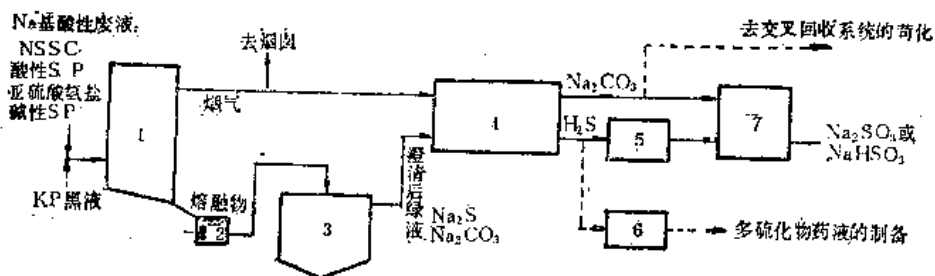


图 1-5-10 汤佩拉法回收化学药品流程

1—回收炉 2—溶解槽 3—绿液澄清器 4—TRP系统 5— H_2S 燃烧炉
6—克劳斯反应器 7— SO_2 吸收

品的流程。国外一座日产 480 吨阔叶木中性亚硫酸盐半化学浆厂的汤佩拉回收系统见图 1-5-11。澄清后绿液的预碳酸化是吸收来自烟气的 CO_2 ，把绿液中 Na_2S 转变成 NaHS ，预碳酸化后的绿液在汽提塔内与来自碳酸化塔的 NaHCO_3 稠液相遇，把 H_2S 汽提出来，经过表面冷凝器把水汽冷凝后，可得到相当纯净的 H_2S 气体。含一个结晶水的 Na_2CO_3 从汽提后的绿液中结晶出来。晶体 Na_2CO_3 经离心分离器与母液分离后，送入碳酸化塔与含有 CO_2 的烟气逆流相遇，就可在塔底得到溶解度比 Na_2CO_3 小的 NaHCO_3 稠液。此稠液再循环后泵送到汽提塔去，而含有 Na_2CO_3 的母液则与 H_2S 燃烧生成的 SO_2 在吸收塔内生成

Na_2SO_3 蒸煮液。

中性盐半化学浆由于得率高，药品用量少，废液固形物浓度低，因此废液发热量只有硫酸盐法黑液的一半左右，使得蒸发燃烧困难。历年来，虽有十多种中性盐废液处理方法投入生产，但正如前面已指出，除汤佩拉及 SGA-比列若得法外，其他方法由于有投资高、腐蚀性大、工艺复杂、蒸发时结垢、需用辅助燃料、操作费用大等原因，都没有什么发展。

近二十年来，流化床技术发展很快，应用流化床燃烧炉燃烧制浆废液，特别是燃烧固形物浓度不高的制浆废液，是一种比较简单、高效而又经济的办法。流化床可燃烧 35~38% 固形物废液而不用辅助燃料，蒸发负荷和结垢问题减轻，污染减小，因此首先在中性盐法浆厂得到采用。图 1-5-12 为中性盐法废液流化床回收系统。

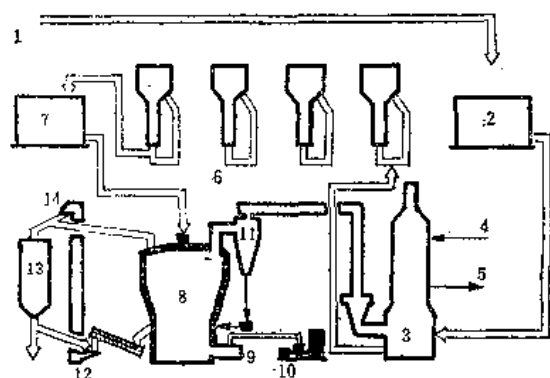


图 1-5-12 中性盐废液流化床回收系统

1—浆厂来料 2—稀液贮槽 3—洗气系统 4—进水
5—出水 6—蒸发器 7—浓液贮槽 8—流化床反应器
9—空气预热器 10—鼓风机 11—旋风分离器
12—螺旋输送机 13—贮料仓 14—斗式提升机

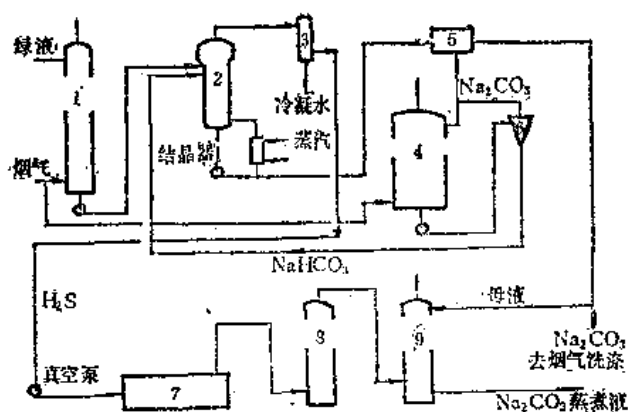


图 1-5-11 国外某厂的汤佩拉回收系统

1—预碳酸化塔 2— H_2S 汽提塔 3—冷凝器 4—碳酸化塔
5—离心机 6— NaHCO_3 结晶分离器 7—燃烧炉
8—冷却塔 9—吸收塔

12 为中性盐法废液流化床回收系统。

国外一座日产 282 吨得率 70% 的中性盐半化学浆，废液含 12% 固形物，通过三效蒸发和文丘里，增浓到含 47% 固形物的废液送流化床燃烧炉（流化床尺寸为 $\phi 4.88 \times 11.9$ 米，自由区 $\phi 7$ 米），床温 $695 \sim 725^\circ\text{C}$ ，过量空气大于 3%，每日可获得 75 吨产品。产品为 70% Na_2SO_4 、30% Na_2CO_3 的 10~50 目颗粒。有人认为如果控制流化床在部分氧化条件下进行燃烧，则有 SO_2 生成，由 Na_2CO_3 溶液吸收后则可转变成蒸煮剂 Na_2SO_3 。

四、半化学浆的机械处理

原料经过温和的化学预处理，由于部分物质的溶出，只是使纤维组织变为较为疏松，基本上还是呈原来的木片或草片状态，要得到符合造纸要求的半化学浆，还需要进行机械处理。

机械处理的作用有三：一是利用相互摩擦产生的热量，来加热和软化经过蒸煮的木片或草片，进一步削弱纤维的连接，为离解纤维创造条件；二是裂开或断裂纤维的连接，以离解成单根纤维；三是单根纤维的细纤维化，即将完整的纤维部分变成比表面积很大的小纤维，从而提高纤维间的结合能力。半化学浆纤维的分离大概是发生在胞间层

与 S_1 层之间或 S_1 层与 S_2 层之间。经过机械处理，可获得由单根纤维、细小纤维和碎片三种结构组成的成浆。

机械处理所用的主要设备是圆盘磨浆机，简称圆盘磨或盘磨机，与木片磨木浆一节中介绍的相同。用来离解纤维的一种主要盘磨机是阿斯普隆德纤维离解机，它是在高温高压下所使用的一种单盘磨。阿斯普隆德用在常压下磨浆的单盘磨称拉芬列托 (Raffinator) 盘磨机。还有斯普洛乌特-瓦尔德隆型用于高浓磨浆的单盘磨。在离解纤维上用得较多的保尔 (Bauer) 双盘磨 (图 1-5-13)，它有两个转动方向相反的磨盘，盘径从 $\phi 600$ 到 $\phi 1220$ 毫米，转速为 600~1800 转/分，最大的动力为 2×2500 千瓦。一些工厂在操作时，过去利用位差或者重力原理进料和排料，现在又出现了泵送或者在压力下破碎的方式。图 1-5-13(2) 为盘齿的一种齿型，图 1-5-13(3) 为泵送装置。

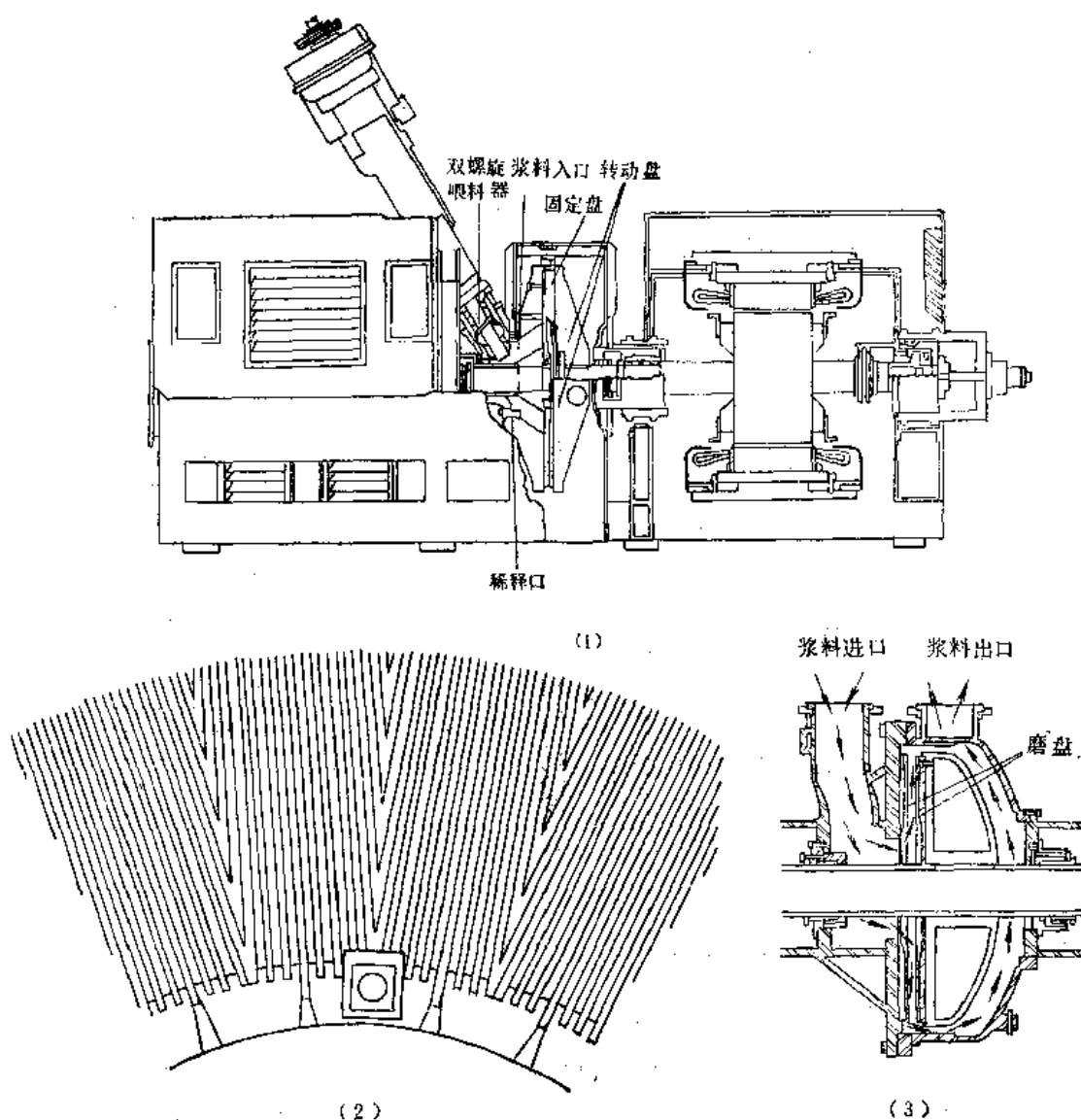


图 1-5-13 保尔双盘磨
(1) 双盘磨 (2) 齿盘 (3) 泵送装置

盘磨机即使在正常操作下齿盘也要磨损，为了更换方便，装卸容易，齿盘按整个圆面分成若干区段制成片状，一套齿盘的寿命可达 500~2000 小时，这与操作条件和结构材料有关。齿盘材料可采用白口铸铁、高硫铸铁、冷激铸铁、普通碳钢、不锈钢、镍钢等制造，我国使用冷激铸铁制造齿盘，已积累了一定的经验，使用寿命可达 1000 小时，具有取材容易、制造方便、经济而又耐磨的优点，结合我国情况，值得提倡推广应用。我国南方一些工厂在 $\phi 400$ 毫米盘磨机铸铁齿盘的齿面上堆焊一层 20~25 毫米厚碳化钨，或者改用碳化硅砂轮齿盘进行高浓磨浆，均取得了延长齿盘寿命，提高和稳定浆料质量的效果。

磨浆条件应根据生产需要, 进行调整控制, 最重要的几个磨浆变数是: 转速、盘间

距离、负荷量、温度、浓度。

提高转速,有利于纤维的离解,单盘磨转速增加到1800转/分时,可取得分离纤维的较好效果,盘磨机的线速应在350~600米/分之间,为了防止纤维切短,应在高浓下进行磨浆,小盘径盘磨机转速要比大直径盘磨机高些。两盘间的距离即间歇大小,影响纤维的分离程度和浆料质量,通过盘磨机的液压系统来调整控制。两个齿盘在任何情况下都要保持平行,其间歇最大只有几毫米,精度高的磨盘,操作间歇在0.1毫米以下。离解纤维时,主要靠纤维与纤维间的摩擦来完成,磨盘的间歇要大些,而细纤维化过程则相反,要求磨盘缝隙要小些。磨浆负荷应保持一定,以避免盘磨机产生不应有的应力,为了提高生产效率,最好是在满负荷下运转。增加浆浓度和加快进料速度,就可增加负荷。负荷大小影响单位能量消耗,从而也影响浆的质量。 $\phi 330$ 盘磨机的生产实践表明:适当提高浆料浓度和适当降低通过量,是用来保证磨浆质量的有效措施之一。目前,我国中、小工厂都是以电流来控制磨浆质量并通过调整控制进料流量来满足质量上的要求。使用效果比较好的 $\phi 330$ 盘磨机,操作电流已普遍高达40~45安培。磨浆时由于纤维间相互摩擦产生热量而提高了温度,有利于纤维的分离和细纤维化,但磨浆温度必须保持一定,以防止盘间间歇受热而变化,这就需要稳定磨浆工艺条件。磨浆温度一般保持在50~100°C范围。浆浓度的高低,应适应磨浆作用的要求,高浓磨浆能降低离解纤维时的能量消耗;能保持纤维原有长度,因而能提高撕裂强度;在同一游离度下,还可大大改善其他物理强度指标。一般都在20~30%浆浓下进行磨浆,在多段磨浆中,第一段浓度宜高,第二段或第三段稍低,即在离解纤维时,要求高转速(900~1800转/分)和高浓度(15~25%),用于提高浆的质量时,要求低转速(450~900转/分)和中等浓度(5~8%)。后者就是筛选浓缩后,成浆后处理或精磨应采用的条件。

在适当条件下操作,通过一台盘磨可实现离解纤维的目的。但也有不少人认为:要想通过一次磨浆就能达到高度的纤维化和细纤维化比较困难,因此一般多采用分段磨浆。离解纤维和细纤维化的程度,在很大程度上取决于输入的功和浆料通过量。离解纤维时所需要的能量大小,根据材种、得率和纤维结合强度而变化,生产得率70~75%的桦木中性亚硫酸盐半化学浆,在磨碎温度80°C下,当结合强度为 2.15×10^7 牛顿/米²(220公斤/厘米²)时,浆的单位电耗是 9.0×10^3 焦耳(250千瓦-小时)。两段磨浆中,能量消耗的最适宜分配条件是第一段占60~70%,第二段占30~40%。

五、中性亚硫酸盐半化学浆的性质和应用

化学浆一般含木素3~7%,而半化学浆保留木素10~20%,适于漂白的半化学浆含木素8~12%,阔叶木中性盐半化学浆比其他方法能含较多的聚戊糖,有利于得率和强度的提高,表1-5-3表明桦木和桦木浆有很高的聚戊糖。

半化学浆在纤维的外观上与化学浆相似,而与机械浆差别较大,半化学浆的纤维断裂不多,细纤维化程度也不大,阔叶木半化学浆正在逐渐代替或补充所谓标准的化学浆,即云杉亚硫酸盐浆。如表1-5-4所示。低的耐折度是中性盐半化学浆的一个特点,这是由于纤维较挺硬的缘故。另外,漂白阔叶木半化学浆的强度与针叶木亚硫酸盐浆在同一范围,因而这些半化学浆实际上可应用在许多过去曾使用针叶木亚硫酸盐浆的地方。

表 1-5-3

中性亚硫酸盐半化学浆组成分析

成 分	桦 木		云 杉	
	木 材	浆	木 材	浆
得 率 (%)		77.0		81.0
聚戊糖 (%)	22.5	23.3	7.5	7.9
糖尾酸 (%)	4.7	2.8	2.3	1.1
木 素 (%)	20.0	10.8	28.0	20.2
甲氧基 (%)	6.1	4.4	4.9	3.5
罗依慎		15.0		25.0
碳水化合物总量 (%)	75.5	84.0	70.5	75.0

表 1-5-4

中性亚硫酸盐半化学浆和针叶木亚硫酸盐浆强度性质的比较

浆 种	强 度 性 质 ^①			
	耐 破 (%)	撕 力 (%)	耐 折 (%)	纸页密度 (%)
针叶木亚硫酸盐浆 (证券纸等级)	100	100	100	100
阔叶木未漂中性亚硫酸盐半化学浆	50~90	90~120	10~50	60~80
阔叶木漂白中性亚硫酸盐半化学浆	90~120	100~140	20~75	80~100

① 浆的游离度为 300 到 500 毫升 (c.s.f.)

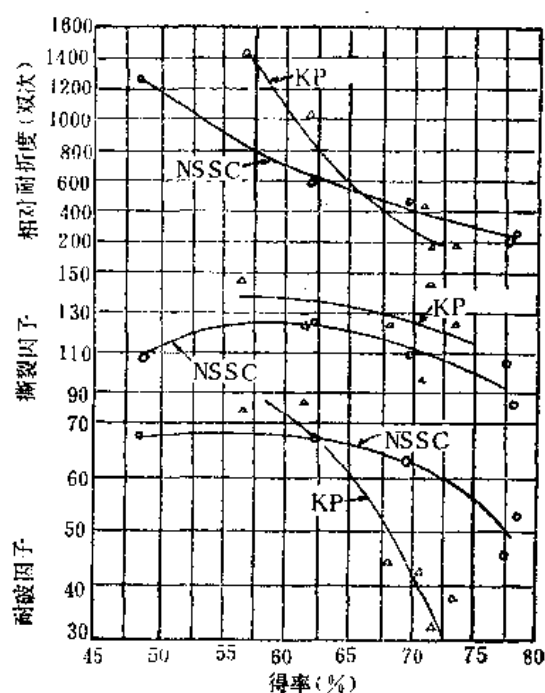


图 1-5-15 松木 NSSC 浆和硫酸盐半化学浆强度性质与得率关系 (在 250 毫升游离度下)

由于保留了大量木素，即半化学浆一张浆页的标准重量含有的纤维少些，因而抄造的纸页或纸板也挺硬些。这种阔叶木 NSSC 浆的得率超过 80% 时，物理强度较低，但降至 65% 时，则具有高的物理强度，比相应的硫酸盐浆还要大些。图 1-5-15 示松木 NSSC 浆和硫酸盐半化学浆的强度性质与得率关系。

中性亚硫酸盐半化学浆的主要优点是色浅和形成较挺硬的瓦楞原纸。所以这种未漂浆约有 80~85% 的产量是用来制瓦楞原纸。此外，也用来制造包装纸、衬垫纸板、硬纸板、绝缘纸板和油毡原纸等。为了解决得率和强度间的矛盾，在纸机上抄纸时，配以 75~90% 的这种半化学浆，其余为长纤维浆，以改善在纸机上的脱水性能。生产特种纸板时，可配加 50% 左右的中性盐半化学浆。

由于蔗渣原料本身的特性，尽管能用本法高温快煮制得半化学浆，但这种半化学浆因木素含量低而失去了纤维挺硬、耐折度小这一特点，仅能在漂白后抄造一般印刷用纸。

漂白中性亚硫酸盐半化学浆主要用来代替一些化学浆抄造印刷纸、书写纸、杂志纸、证券纸、半透明纸等。但是这种半化学浆的得率应较低，未漂浆一般在 70~74%，漂后得率在 62~64%。

经过磨解的半化学浆吸收性差，并有粗糙的感觉，用来生产餐巾纸、卫生纸一类的软纸时受到限制。

第三节 生产半化学浆的其他方法

一、亚铵法半化学浆

这里所指的亚铵法半化学浆，就是中性亚硫酸铵法半化学浆。它和中性亚硫酸钠法比较，具有得率较高、废液较易处理等优点，虽然颜色较暗，但适于生产纸板，特别是瓦楞原纸，因此，六十年代后期国外新建的瓦楞原纸工厂有些采用了铵盐基中性亚硫酸盐半化学法制浆。这种方法对原料的适应性和制纸品种不如碱法制浆那样广泛，在国外，主要利用阔叶木，特别是充分利用板皮、枝桠材及锯末等废材。桦木最适合，在国内，主要是使用稻草、荻苇、蔗渣、棉秆等草类原料生产亚铵半化学浆。

制备蒸煮剂的原料为氨水和硫磺(或硫铁矿)，在国内亚铵法中、小纸厂，除有些自制亚铵药液外，还有由化工厂用氨水吸收硫酸尾气中 SO_2 制成亚铵药液供应。北京某化肥厂已能生产固体亚铵供应纸厂使用。在制备亚铵药液时，除严格控制药液的 pH 外，还要注意 SO_2 和氨水或 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 在吸收时的温度控制。制浆时在蒸煮药液中一般加氨水做缓冲剂，虽然增加了氨水用量，结合我国情况，不采用国外昂贵复杂的回收装置，或将废液全部烧掉的办法，而是综合利用亚铵废液制造农肥，这就提高了废液的含氮量和肥效。亚铵半化学浆蒸煮方式在国外一般采用连续化，我国小厂更多的是间歇蒸煮。

我国造纸工业最近几年发展，推广亚铵法制浆和半化学法制浆，有的工厂因地制宜地把二者结合起来，生产中性亚硫酸铵半化学浆，这对消除污染，支援农业，提高制浆得率，解决碱的缺口，起了很大的作用。我国生产单位和研究部门先后使用此法进行了

用棉秆制造纸板，用稻麦草制造卫生纸和瓦楞原纸，用蔗渣生产强韧箱板纸等的试验。稻草半化学浆瓦楞原纸的中间试验证明：以7%亚铵蒸煮稻草，粗浆得率为70%左右，成纸裂断长达3450米，超过了标准中规定的指标。山东某厂用麦草生产漂白亚铵半化学浆时，在亚铵用量12%左右、最高温度160℃、保温2~2.5小时、游离氨1.5~3.0%的蒸煮条件下，可制得粗浆得率63~66%、细浆得率51~54%、卡伯价43左右的半化学浆。这种浆经过一段或二段次氯酸盐漂白，白度可达到一号或二号凸版纸部颁标准。这些试验说明亚铵半化学浆也适用于多种草类原料抄造一般文化和生活用纸。正在积极、稳步推广的这种亚铵半化学浆，如能进一步解决设备的防腐蚀和废液的浓缩、固化问题，将会得到更大的发展。

二、酸性亚硫酸盐和亚硫酸氢盐半化学浆

在使用较化学浆缓和的蒸煮条件时，间歇蒸煮可降低温度或提高化合 SO_2 ，也可缩短蒸煮时间来提高得率。例如，酸性亚硫酸钙蒸煮木材时，总酸4~6%，化合酸1~3%，蒸煮时间3小时左右，最高温度140℃，粗浆得率65~70%。蒸煮后纤维离解和细纤维化一般分两段来完成，用单盘磨或双盘磨均可。这种传统的亚硫酸盐法得率超过60%时，浆的白度和强度较差。

由于 $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ 溶解度很低，必须用可溶性盐基来制备蒸煮液，常采用钠基和镁基，铵基也可以，但浆质量较差。日本使用pH 5.0~5.5的 NaHSO_3 生产桦木半化学浆抄造新闻纸，它和中性亚硫酸钠法相比较：蒸煮温度较低，蒸煮时间较短，可以少用40%蒸煮剂，而浆的强度与中性亚硫酸盐浆相似。本色浆白度可以达到60%，不经漂白就可直接用于新闻纸的配料。

亚硫酸氢盐法适合连续蒸煮，例如用 NaHSO_3 蒸煮液生产桦木半化学浆时，木片先预热后，在浸渍管内在130~145℃下浸渍5~10分钟，然后通过蒸煮管在160~170℃蒸煮40~60分钟，并在高温高压下热磨成浆，浆得率65~73%。

这两种半化学浆，主要用来代替本色针叶木传统亚硫酸盐法化学浆，与磨木浆混合生产新闻纸。由于亚硫酸氢盐半化学浆白度较高，强度较大，因此已逐渐代替酸性亚硫酸盐。表1-5-5为此两法的比较。

表 1-5-5 松木酸性亚硫酸盐和亚硫酸氢盐高得率浆性质的比较

(在 500 毫升 c.s.f. 下)

浆 得 率 (%)	卡 伯 值	白 度 (G.E)	耐 破 因 子	撕 裂 因 子	断 裂 长 (米)
亚 硫 酸 氢 盐					
75	—	49.5	65	67	9,700
67.5	105	58.7	65	66	10,000
52.6	29	64.0	65	72	10,000
酸 性 亚 硫 酸 盐					
67.1	108	48.9	55	62	9,900
52.2	28	53.0	59	67	9,800
50.0	15	63.4	64	71	10,000

三、碱法半化学浆

碱法半化学浆包括硫酸盐法、烧碱法和碱性亚硫酸钠法三种半化学浆。

当用阔叶木制取得率 70~75% 的硫酸盐法半化学浆时,典型的蒸煮条件是:总碱(以 Na_2O 计)4~7%, 蒸煮温度 160~185°C, 保温时间 0.3~2.0 小时。用针叶木蒸煮到得率 56~65% 的硫酸盐半化学浆, 经过磨解后可用来生产挂面纸板, 浆厂和回收系统与蒸煮全化学浆相似, 减少药品加入量和缩短蒸煮时间就可获得高得率浆。用阔叶木蒸煮到得率 60~70% 的浆, 可用来生产瓦楞纸板, 当增加得率时, 浆强度下降较快, 在高得率下, 除撕力外, 这种半化学浆的强度不如中性盐半化学浆, 只有蒸煮成相当低的得率的浆, 才可制得相等的强度。在高得率蒸煮时, 硫酸盐蒸煮除去较少的木素和较多的半纤维素, 因此本法在提高得率上有一定的限度。一般认为应维持在 65% 以下。

我国某纸厂利用煤矿废坑木用 蒸球生产得率 65% 左右的硫酸盐法半化学浆 制造箱板纸, 经过两段双盘磨低浓磨解和筛选净化之后, 能在板纸机上抄造出符合部颁标准的箱板纸。

我国某板纸厂采用我国自己设计制造的潘迪亚型四管连续蒸煮器, 利用林区或城市废材生产硫酸盐法半化学浆, 抄造一号箱板纸也积累了较多的实践经验。在当前推广、发展半化学浆过程中, 我国中、小工厂根据本厂具体条件, 采用硫酸盐法生产稻、麦草、芒秆、高粱秆等草类半化学浆 也较为广泛, 吨浆碱耗与化学浆比较, 已由 300~400 公斤降到 180~250 公斤, 纸张品种不断扩大, 产量不断加多, 能顺利抄造有光、凸版、书写等一般文化用纸。

为了节约木材, 开辟原料来源, 国外有采用库西(Gusi)法和山克雷什托巴(Saucris-tohal)等方法对甘蔗渣进行温和的烧碱蒸煮, 并选择适当的磨、洗、选、漂流程制造蔗渣半化学浆, 供抄造新闻纸、印刷纸等使用, 取得了成功的经验, 并已在工业上大量生产。墨西哥用山克雷什托巴法生产蔗渣半化学浆的流程见图 1-5-16。

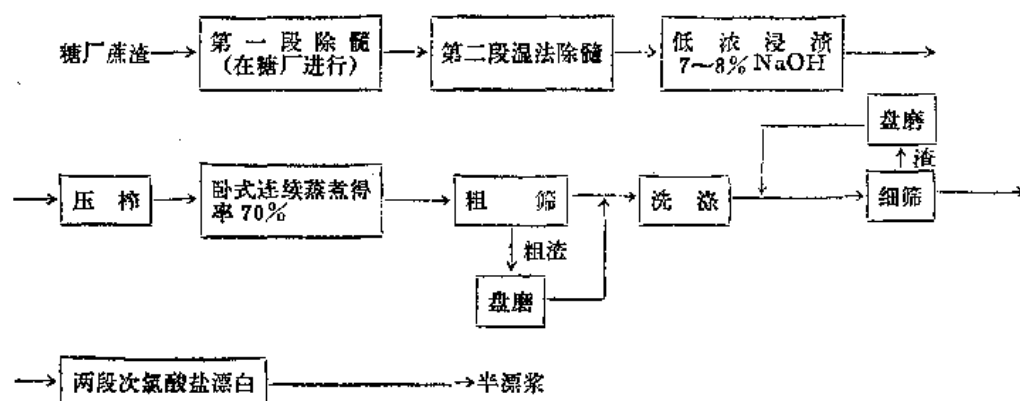


图 1-5-16 山克雷什托巴法生产流程

这种半漂蔗渣半化学浆可按不同配料能抄造出质量合格的新闻纸(表 1-5-6)。

我国使用草类原料制浆的一些中、小工厂, 特别是我国南方地区部分糖厂的造纸车

表 1-5-6

蔗渣半化学浆配料及新闻纸质量

配料 (半化学浆:磨木浆:长纤维)	75:15:10	80:15:5	80:15:5	95:0:5
定 量 (克/米 ²)	54	53	51.1	53
耐 破 (公斤/厘米 ²)	—	0.867	0.77	1.01
撕裂度 (克) 纵向	25.2	27.7	26.3	30.8
横向	30.5	31.5	28.5	33.0
裂断长 (米) 纵向	3946	4127	3787	4381
横向	2257	2349	2588	2863
白 度 (平均值%)	62	58	58.6	59.5
不透明度 (%)	90.5	89.5	88.0	87.8

间,结合本地区和本厂具体条件,用烧碱法生产蔗渣半化学浆,也积累了许多经验。某糖厂造纸车间的蔗渣两次除髓,黑液预煮半化学制浆工艺比较成熟,效果显著。粗浆得率较高,生产一吨粗浆仅需锅容 2.2 米³,为草类原料的一半左右。碱耗由原来的 380 公斤降到 159 公斤,用碱量由 11~12%降到 9%,凸版印刷纸单位成本降低幅度已超过历史先进水平。该厂因地制宜,用蒸煮黑液在蒸球前的水力碎浆机中对蔗渣进行预煮除髓,其生产流程见图 1-5-17。工艺技术条件见表 1-5-7。这种预煮后的蔗渣水分均匀,有 25% 左右的溶出物和筛出物,除髓效

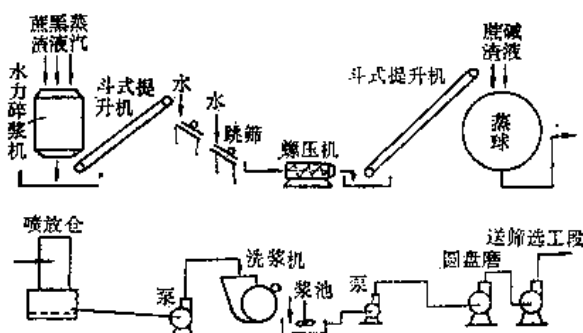


图 1-5-17 蔗渣烧碱法半化学浆生产流程

率较高。碱煮后浆料质量稳定,易洗涤,色浅,由于蔗髓大部筛出,消除了纸机上糊网粘缸的毛病,有利车速的提高。

值得注意的是,最近几年出现一种碱性亚硫酸盐法,它是在高 pH (9~11) 的亚硫酸钠溶液中,在蒸煮压力和其他条件与硫酸盐法相似的情况下制浆。在此条件下,木素

表 1-5-7

除 髓 条 件	除髓用黑液浓度	含残碱 1.68~3.68 克/升
	预煮时间 (分)	40~50
	液比 (蔗渣对黑液)	1:8~12
蒸 煮 条 件	蒸煮用碱量 (%NaOH)	9
	蒸煮液比	1:5
	蒸煮压力 (公斤/厘米 ²)	4
	蒸煮时间 (分)	升温 40, 保温 60
	粗浆硬度 (卡伯值)	24~32
	粗浆得率 (%)	>65 (对湿法除髓后绝下)
磨 浆	浓 度 (%)	3.5~4.0
	磨后打浆度 (°SR)	22~30

率较高。碱煮后浆料质量稳定,易洗涤,色浅,由于蔗髓大部筛出,消除了纸机上糊网粘缸的毛病,有利车速的提高。

值得注意的是,最近几年出现一种碱性亚硫酸盐法,它是在高 pH (9~11) 的亚硫酸钠溶液中,在蒸煮压力和其他条件与硫酸盐法相似的情况下制浆。在此条件下,木素

中的酚型和非酚型的结构单元都能参加反应,有利于磺化和溶出。浆的强度和得率可与硫酸盐法相比,但浆白度更大,更稳定,而没有硫酸盐法工厂那样的空气污染。当制取得率较高的半化学浆时,亚硫酸盐有使胞间层木素软化的能力,从而增加了分散纤维的作用。我国生产箱板纸的工厂,已有用此法来代替原有的硫酸盐法。

墨西哥一个正在计划建设中的蔗渣新闻纸厂,经过技术分析认为:使用60%的高得率碱性亚硫酸盐蔗渣半化学浆,能获得良好的强度和白度,配用30%的蔗渣盘磨机机械浆可改善不透明度、平滑度和纸的印刷性能,再掺用少量(5~10%)商品半漂牛皮浆或本色硫酸盐浆以取得全面的强度,特别是撕裂度,这样一个抄纸配比,可在日产量为300吨的纸厂中顺利生产。

我国一些中、小纸厂采用此法生产高粱秆、稻、麦草等草类半化学浆抄造凸版纸、书写纸、有光纸等文化用纸,创造了原料粉碎、热水预浸、低碱、大液比、高温蒸煮的经验,也收到了大幅度降低蒸煮用碱量(吨浆耗碱降低30~40%)、缩短蒸煮时间30~60%、纸浆得率提高5~10%、洗漂容易、成纸质量好的效果。蒸煮后先磨后选,进盘磨前设有分离器和低压除砂器,以免堵塞和损坏盘磨机。与化学浆相比,这种浆虽有较高的打浆度,但在纸机上却还是有较好的脱水性能。

四、绿液法半化学浆

用硫化度为25%的普通硫酸盐绿液,或移走部分 Na_2CO_3 后得到高硫化度(50%)的绿液,来生产半化学浆,是最近几年才发展起来的。这种方法药品消耗不多,阔叶木仅需7.9%(Na_2O)。在生产试验中,半化学浆得率80~82%,槽纹试验强度(GMT值)纵向为68,横向42,与中性亚硫酸钠法相比,得率在75~77%时的半化学浆,其GMT值纵向为60,横向为40。在国外,有的工厂为了补偿生产过程中钠和硫的损失,使用加有 Na_2SO_3 的绿液来生产半化学浆。办法是使用中性亚硫酸钠药液和硫酸盐法药液,二者用量比为1:1,蒸煮器中加入总药品量是16~17%,其中 Na_2SO_3 占8.5%。一个日产500吨瓦楞芯纸的绿液法半化学浆工厂,是采用M-D型连续蒸煮器进行蒸煮,压力为 1.03×10^6 牛顿/米²(10.5公斤/厘米²),在喷放系统设有盘磨机,初磨在蒸煮压力和高浓条件下进行,用两台洗浆机洗涤后,进一步用盘磨机精磨,再送往抄纸车间。

绿液半化学法与NSSG法相比较:药品消耗低,浆的性质(如GMT值)很相似,使用阔叶木用绿液法制半化学浆时,保温20分钟就可得到72~76%得率的浆。绿液法化学回收简单,投资费用低,特别是可与硫酸盐浆厂联合,以便充分利用蒸发器和回收炉。但绿液法制浆当废液温度冷到75℃以下时,废液将变暗色并有棕色沉淀产生,所以应在75℃以上的温度将废液从浆中分离出来,以防止木素和碳水化合物降解产物沉淀在浆的纤维上,影响浆的质量。绿液法制成的浆颜色较暗,只能应用在白度要求不高的场合,多用来生产衬垫纸板或瓦楞原纸。抄纸时纸页的开始湿强度和湿伸长比普通要低10~15%,在高速纸机上,需加添长纤维来改善这一性质。绿液法有硫排出,也污染环境,有些工厂已改用无硫制浆。

五、无硫半化学法制浆

这是防止空气污染而新出现的一种方法。两个工厂的生产实践已显示出经济上的优越性。用木材重量 6% 的 Na_2CO_3 在 170°C 下蒸煮 30 分钟, 可得到得率 85% 的桦木浆和 88% 的山毛榉浆。也可用 Na_2CO_3 与 NaOH 的混合液来制造得率 75~80% 的半化学浆。不过试验证明: 使用 NaOH 含量高的混合液制得半化学浆的得率偏低(75% 以下)。在一个无硫制浆法工厂试验中, 以混合阔叶木制浆, 用碱量只有 4.5% Na_2O (对木材), 蒸煮液含 15% NaOH 和 85% Na_2CO_3 (按 Na_2O 计), 总碱含 Na_2O 52.5 克/升, 液比 2:1 稍弱, 在潘迪亚蒸煮器中, 用 1.18×10^6 牛顿/米² (11.9 公斤/厘米²) 表压和约 191°C 蒸煮 4~6 分钟, 所得强度性质与相同用碱量和液比的工业 NSSC 法相比(表 1-5-8)可看出: 这些 40 克/米² 瓦楞原纸几个月测定数据的平均值两者近似。亦即无硫半化学法可获得与 NSSC 法蒸煮相同的质量, 得率也很近似, 并且在生产和纸机车速上没有带来新的麻烦。

表 1-5-8 40 克/米² 瓦楞原纸的 NSSC 法与无硫法比较

蒸煮方法	环压强度 (公斤)	撕力 (克)		槽纹试验强度 (公斤) CMT 值
		纵 向	横 向	
NSSC 法	18	48	65	32.1
无 S 法	19.5	50	67	32.0

建立新的无硫半化学浆工厂时, 可采用湿法燃烧或硫化床燃烧等方法来回收制浆废液。也可与硫酸盐黑液一起回收, Na_2CO_3 加入硫酸盐系统可看成是钠的补充。这种方法抄造瓦楞原纸时, 其生产费用要比 NSSC 法节约 5~10%。

有氧存在下, 用 NaOH 或 Na_2CO_3 蒸煮, 也能制得高得率的氧-碱半化学浆(OASG 浆)。但浆的颜色较深, 从棕黄到黄白, 选用适当的制浆条件, 能够离解纤维。氧-碱制浆时, 形成的酸性基团会继续消耗碱, 引起蒸煮液 pH 的下降, 因而降低了脱木素速度。试验证明, 要获得硬度较低的 OASG 浆, 可将蒸煮废液排出, 重新加入 NaOH 和 O_2 , 就可使卡伯值降到 130 以下, 同时也改善了白度。表 1-5-9 示制浆条件和物理性质。

OASG 浆与 NSSC 法及硫酸盐半化学法(KSG) 进行比较, 前两种浆在圆盘磨中处理 5 次, KSG 浆处理 2 次, 然后在 PFI 磨中打浆到一定游离度。从表 1-5-9 中看出山毛榉 OASG 浆的裂断长、耐破因子、撕裂因子与 NSSC 浆接近, 但比 KSG 浆小。而松木 OASG 浆的耐破因子比 NSSC 浆低, 比 KSG 浆更低, 特别是撕力比 KSG 浆低很多, 如 OASG-13 和 OASG-17 所示。蒸煮二次的浆, 强度要高些, 白度也有所改善。

第四节 化学机械浆

化学机械浆是研究采用阔叶木代替针叶木磨木浆而发展起来的一种方法。大部分以木材为原料, 利用草类原料生产化学机械浆的还不广泛。我国某厂利用林区硬杂木枝桠

表 1-5-9

OASC、NSSC和KSC浆制浆条件和物理性质

浆 种 编 号	碱 对 木 材 (%)		最高蒸煮 温 度 (°C)	保温时间 (小时)	浆得率 (%)	废 液 pH	游 离 度 (毫升)	裂 断 长 (千米)	耐破因子	撕裂因子	白 度 (%)	卡 伯 值
	NaOH	Na ₂ CO ₃										
山 毛 榉 样												
OASC-2	13.4	0.6	120	2	80.1	7.2	272	2.88	1.05	50.9	31.3	141
OASC-5	17.3	0.7	140	2	70.1	6.9	259	3.44	2.15	53.0	23.7	130
OASC-6	0	23.9	140	2	78.4	8.0	245	3.43	1.81	55.8	27.5	147
OASC-13 ^②	6.7/6.7	0.3/0.3	120	2	75.4	6.6/7.3	270	3.62	2.2	61.9	45.2	123
NSSC	10 ¹⁰ (Na ₂ SO ₃)	2.0	165	1	78.7	—	280	3.10	1.70	54.8	40.8	—
KSC	12.3	3.2 (Na ₂ S)	170	0.5	63.3	—	245	4.12	2.21	74.2	17.8	—
松 木												
OASC-8	15.4	0.6	120	2	77.6	7.2	259	3.96	1.98	90.2	23.1	145
OASC-11	19.2	0.8	140	2	70.3	7.2	228	3.76	2.44	101.8	16.2	137
OASC-12	0	26.5	140	2	77.2	7.2	280	2.71	2.00	95.8	17.8	152
OASC-17 ^②	7.7/7.7	0.3/0.3	120	2	71.8	7.0	285	4.15	3.35	107.3	27.5	126
NSSC	12.0 ^{12.0} (Na ₂ SO ₃)	2.4	165	1	77.3	—	250	4.13	3.53	100.9	33.7	—
KSC	15.5	3.8 (Na ₂ S)	170	0.5	56.2	—	285	5.62	5.45	202.1	19.3	—

① 氧压 7 公斤/厘米² (20°C)。

② 相同用碱量蒸煮二次。

材削成木片在蒸球内进行低温碱浸渍后，用双盘磨进行两段磨解，制得得率在80%以上的化学机械浆用来抄造出口包装用的牛皮瓦楞原纸，为我国小厂节约原材料，降低污染，迈出了新的一步。

这种浆的制造方法按原料形状分圆木法和木片法两种，按使用药液的不同又分为冷碱法和中性亚硫酸盐法。

化学机械浆与半化学浆的主要区别，在于这种方法对纤维原料中的木素无明显变化。化学机械浆介于磨木浆和半化学浆之间，其得率与磨木浆近似，性质接近磨木浆，浆的亲水性好，因为受机械损伤较小，阔叶材化学机械浆的强度与针叶木磨木浆相同或者更高一些，紧度高，不透明度低，这种浆长纤维多，细小纤维少，纤维束和碎片较少。白度依处理方法而有不同，用 Na_2SO_3 处理的，一般都接近磨木浆，用冷碱法处理的白度较低。这种浆的适应性好，抄造新闻纸时可代替一部分针叶木磨木浆，或者可减少化学浆的配比。

一、原木制化学机械浆

这就是通常所称的化学磨木浆，它是在进入磨石磨木机之前，原木在水下贮存时加入亚硫酸钠进行预浸渍，以达到降低动力消耗，减小纤维损伤，改善浆的质量等效果。但是生产上很少使用。比较好的办法是，把含水量不大于30%的木段送入蒸煮罐，经过约30分钟的真空预处理，然后在继续保持真空的条件下，注入蒸煮药液，蒸煮液中 Na_2SO_3 和 Na_2CO_3 的比例从6:1到3:1，适宜的浓度为160~180克/升，在130~150℃条件下，保温0.5~6小时，蒸煮结束后，降压并排出蒸煮废液，排出的药液补上新药液后，供下次蒸煮再用，药品消耗量为绝干木材的10~12%。

这样处理后的木材送到磨木机磨木时，动力消耗可降低到 2.16×10^9 焦耳/吨浆(600千瓦小时/吨浆)，比未处理过的节省 $\frac{1}{2}$ 左右，而产浆量为云杉磨木浆的二倍。按材种不同，得率一般在85~90%，预处理后，浆的质量大大改善。这种浆类似化学浆，比普通磨木浆脱水快，但又不完全像化学浆那样纤维显示出一定程度的细纤维化，这种阔叶木化学磨木浆的强度较云杉磨木浆高2~3倍，但不透明度低些，这种浆可用来生产新闻纸、书写纸、薄纸和餐巾纸等品种。欧洲第一个日产100吨的化学磨木浆厂生产新闻纸时，使用21%商品亚硫酸盐木浆，23%杨木化学磨木浆和56%普通磨石磨木浆，另加入5%白土作填料，能在580米/分车速的纸机上运转正常。生产新闻纸时，通常采用8%针叶木磨木浆和20%化学浆的配比，自这种化学磨木浆出现后，可使用60%云杉磨木浆，多到30%阔叶木化学磨木浆和10%化学木浆来代替。就是说这种阔叶木化学磨木浆可以代替部分针叶木磨木浆和部分亚硫酸盐化学木浆。生产高级印刷纸时，可配加30%的漂白化学磨木浆，能减少亚硫酸盐化学浆一半的配比。

二、木片制化学机械浆

这是一种近年来出现的新方法，优点在于动力消耗较低，生产过程易于连续化和自动化，对材料质量要求不高。

(一) 冷碱法化学机械浆

这是用稀冷碱液在室温下,对木片或草片进行自然浸渍或加压浸渍,同时或下一步进行机械处理分离纤维。这种浆的得率范围可高到85~94%,其得率上限与针叶木磨木浆类似,而其下限与中性盐半化学浆类似,这种冷碱浆的适应性较大,可用来生产新闻纸、印刷纸和各种纸板。

木片在碱液中浸渍,根据木材的比重和水分,其液比变化较大,药液通常含20~40克/升的NaOH,碱耗为木材的2~10%,这决定于材种和对浆质量要求。浸渍温度在15~35℃,处理时间从20分钟到150分钟,碱液浸渍后回收到槽子里,补充新鲜碱液后再循环使用。

众所周知,木材在碱液中能很快润胀,但木素的网架结构使纤维润胀在4~5%,而木素化程度不大的S₂层能润胀到使胞腔面积减小25%之多,润胀的差异使得纤维结构内部产生了应力,这种碱浸后的木材当在盘磨中细纤维化时,高度木素化了的纤维外层就大部分脱落下来,这暴露出来的S₂层就提供了一个良好的纤维结合表面。在显微镜下,可以看出冷碱浆是由多数未受损伤、并部分暴露出S₂层的纤维和一定量来自初生壁和次生壁外层(S₁)的细小纤维所组成。

冷碱法制浆只有少量的木素溶解。大部分损失的木材成分除抽出物外,还有短链半纤维素,每吨冷碱浆一般要50~100公斤的NaOH消耗在化学反应上,它首先和主要用来中和由聚木糖乙酰基形成的醋酸和糖尾酸,在这种低温下,也能在一定程度上,中和半纤维素剥皮反应形成的糖酸。在正常条件下,木素有5~10%和较多的半纤维素溶出,合理的得率是90~93%,加上磨浆时胞间层断片的机械损失,得率大约是85%,它与碱的消耗关系密切。

与中性盐半化学浆一样,阔叶木更适于制冷碱浆,一般的看法是它的木素含量低,而且集中在胞间层,当然,也和阔叶木木素性质有关。用针叶木制冷碱浆,需要更多的化学药品和动力,草类原料用冷碱液在7~18克/升NaOH浓度下处理后,就进行机械

离解,可制得适于抄造瓦楞纸板的得率75~85%的冷碱草浆。

在冷碱法浸渍中,浸渍是否均匀很重要,吸收碱量的多少,决定于浆料的得率和质量。浸渍设备主要有保尔快速蒸煮锅和连续浸渍器两类。图1-5-18示保尔快速蒸煮锅冷碱法化学机械浆生产流程。这是介于连续操作与间歇操作之间的蒸煮(浸渍)设备。它虽属间歇操作,但周期短而且是自动化,通常归入连续蒸煮器的范畴。快速蒸煮锅的容积为2.3~8.5米³,一般为

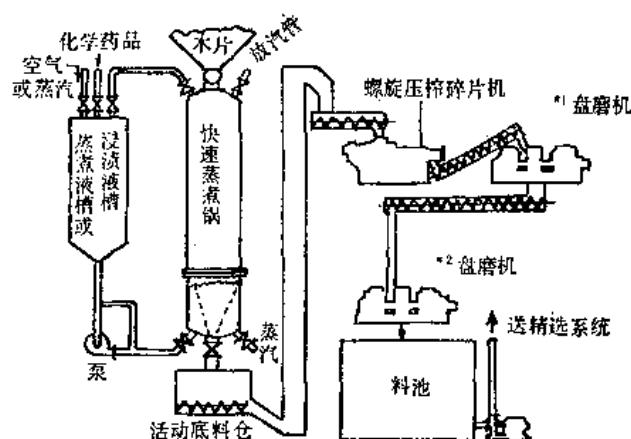


图 1-5-18 保尔快速蒸煮锅冷碱法化学机械浆流程

5米³,木片在浓度为25克/升的冷碱液中,在 9.81×10^5 牛顿/米²(10公斤/厘米²)压力下浸渍20分钟,总时间为30~35分钟,得率82~87%,碱耗2.5~4.0%,整个作业

过程由自动控制系统掌握。

连续浸渍器又分为常压浸渍和加压浸渍两类。前者通常利用浸渍塔，活动底浸渍槽或浸渍管等进行，后者主要使用潘迪亚连续蒸煮管(单管、倾斜管、单段或三段串连)、M-D 型倾斜蒸煮管，格林柯连续蒸煮器等进行加压浸渍。常压连续浸渍时间一般在1~2 $\frac{1}{2}$ 小时，¹加压浸渍在 $\frac{1}{2}$ 小时以内。有的工厂在连续加压浸渍中，使用螺旋压榨浸渍分离机(Fiberpress)，将碱液浸渍与机械处理合并在一个设备内进行，可同时收到回收碱液与部分细纤维化的效果。这样更符合加速与改善浸渍的目的。

一座日产300吨，以栎木和山毛榉为原料，用NaOH在常温常压下浸渍的冷碱法化学机械浆生产流程见图1-5-19。在这个流程中，使用5.5%的NaOH，在45℃下送

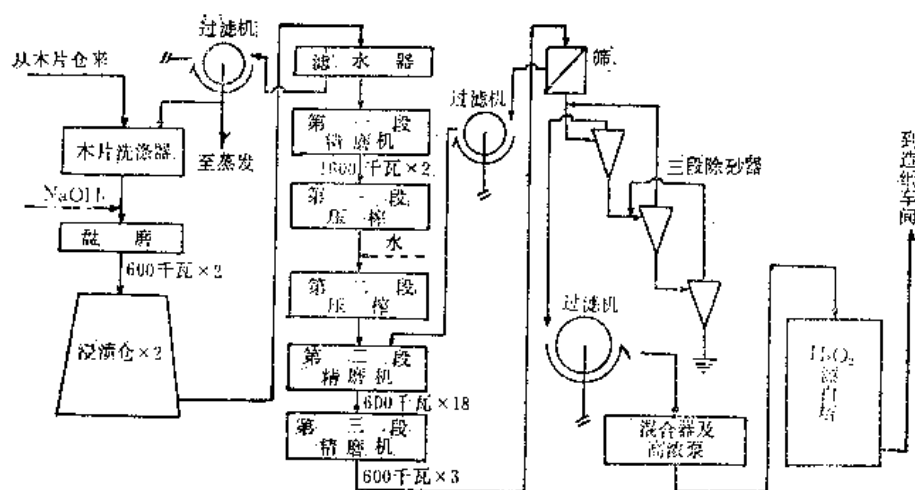


图 1-5-19 阔叶木常温常压浸渍冷碱法化学机械浆生产流程

入盘磨机混合均匀，在浸渍仓处理120分钟，浸渍得率90%。精磨分三段进行，第一段进料浓度为18~20%，磨到游离度650~700毫升，这种粗磨木片在两段盘式压榨机上逆流洗涤后，进入第二段精磨，浓度为20~25%，磨到300~350毫升，第三段在低浓4~5%下精磨到200~250毫升。这种冷碱浆用2.0%(对绝干浆)H₂O₂漂到60.6%白度后的标准游离度为170毫升左右。磨浆总电耗约 3.06×10^9 焦耳/风干吨(850千瓦·小时/风干吨)。第一段约为 9.0×10^8 焦耳(250千瓦·小时)，第二段约 1.73×10^9 焦耳(480千瓦·小时)，其余用于第三段。漂后总得率为85~86%，与化学浆配抄新闻纸低级印刷纸或低级凹版纸等。该厂的生产实践证明，这种浆的纤维粗，而多大片，近似木片磨木浆，游离度低，脱水性能差。变动浸渍条件，对浆质量改进不大。提高温度，会使得率、白度、不透明度降低，而且不能增加浆的强度；延长浸渍时间，也会得到类似的效果；增加碱用量来降低得率，并不能使浆的质量有足够的改善。因而该厂扩建时改用下面介绍的中性亚硫酸盐法生产化学机械浆。

这种冷碱浆也有它好的一面，它对材种的适应性较强，可使用各种不同的材种；浆的可漂性较好，用2%的H₂O₂漂白，能把冷碱法山毛榉浆白度从34.4%提高到60.6%，每吨浆废液的COD(化学耗氧量)比中性亚硫酸盐法约少一半。

本色冷碱法化学机械浆通常用来抄造瓦楞原纸，它比用中性亚硫酸盐半化学浆的优点是设备费低，蒸汽消耗与化学药品耗量也低。漂白冷碱法化学机械浆主要是与磨木浆和化学浆按适当比例混合使用，配抄新闻纸时，配比是 40% 冷碱浆，50% 磨木浆和 10% 阔叶木硫酸盐浆。或者用 19% 冷碱浆，19% 牛皮浆和 62% 磨木浆。

早在六十年代初期，瑞典在冷碱法基础上成功地实现了把短时间化学浸渍与三段高浓带压磨浆结合起来的一种新的化学机械浆法。它用 0.5~1.5% Na_2O (对木片) 加压浸渍 2~4 分钟后，就在 35% 浆浓下热磨，到第二段磨浆机的浆浓为 20%，温度 100~138°C，进入第三段的浆浓是 10~12%，温度 70~110°C。这种方法与冷碱法不同之处在于使用高温，低用碱量，低动力消耗，故又称热碱化学机械浆。这种得率高达 94% 的云杉浆，其白度、强度都比云杉磨木浆好，特别是撕力和耐折。这种方法实际上为七十年代出现的预热木片磨木浆 (TMP) 和化学预处理预热木片磨木浆 (CTMP) 奠定了基础。

(二) 中性亚硫酸盐法化学机械浆

这是在中性亚硫酸盐半化学浆基础上发展起来的。这种阔叶木本色浆，多用来代替一部分针叶木浆，配抄新闻纸和印刷纸，其生产程序基本上与半化学法相同，使用的浸渍设备多半是各种型式的连续蒸煮器。表 1-5-10 示阔叶木中性亚硫酸盐化学机械浆的生产方法和发展情况。

表 1-5-10

阔叶木中性亚硫酸盐化学机械浆

浸渍方法	鲁塞尔 (Neucell)	斯托拉-布莱特 (Stora-Brite)	布拉丁 (Blandin)	钶路 (Kushiro)	艾歇尔-威士 (Fischer-Wyss)
浸渍或蒸煮工艺条件	大于 6 公斤/厘米 ² 135°C 20分钟	在 80~100°C 下汽蒸 预处理 5~15 分钟后， 在 7.5~8.8 公斤/厘米 ² 压力下蒸煮 30~ 60 分钟，在蒸煮温度 下热磨	在 77°C 和 4 公 斤/厘米 ² 下浸渍 15 分钟	在 140°C 下浸渍 7 分钟，并在 10 公斤/厘米 ² 下气 相蒸煮 6~8 分 钟	预浸后在 138~ 150°C 下气相蒸 煮
使用设备	M-D 型蒸煮器	迪法布兰特公司连续 蒸煮器	M-D 型蒸煮器	保尔快速蒸煮锅	艾歇尔-威士公 司蒸煮器
药品用量 (对绝干木)	Na_2SO_3 3% SO_2 1%	Na_2SO_3 10%	Na_2SO_3 2.15% NaOH 1.75%		Na_2SO_3 6~10%
材种	混合阔叶木	桦木	白杨	桦木、赤杨、榆木	杨木、桦木
本色浆白度(%)	60~75	60~65	48~52	55	60
精磨浆得率(%)	88~93	85~90	90~93	88~90	85
用途	印刷纸	新闻纸 配用 10~15%	印刷纸 配用 20%	新闻纸 配用 30%	新闻纸 配用 15~20%

一座日产 700 吨中性亚硫酸盐化学机械浆工厂的生产流程见图 1-5-20。

阔叶木木片在阿斯普隆德蒸煮器中，用 10.5% Na_2SO_3 在 170°C 下浸渍 15 分钟后，进入 L 42 型热磨机，磨到游离度 750~850 毫升。在两段盘式压榨机上洗涤后，第一段用保尔-412 型双盘磨磨解到 600~650 毫升，进料浓度为 20%，浆料经过两段鼓式洗涤机，然后在第二段用 RLP 42 型压力盘磨机精磨，漂后游离度约 330 毫升，漂后得率为

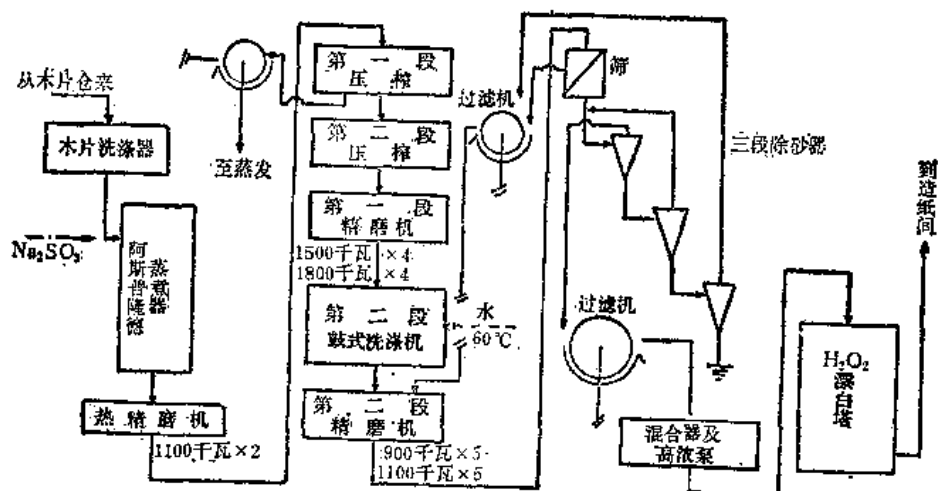


图 1-5-20 日产 700 吨中性亚硫酸盐化学机械浆生产流程

81~83%，蒸煮得率为 84~86%。

与冷碱法相比，由于中性亚硫酸盐在化学处理时的作用不同，虽然主要溶出物仍为碳水化合物，但采用温度较高，对削弱纤维连接有重大影响；在磨解这种处理过的木片时，冷碱法在次生壁优先被破坏，而此法则在胞间层优先被破坏，虽然两者的中长纤维所占比重都相差不多，但此法比冷碱浆解离纤维较完整均匀，细屑和粗大纤维束较少，因而两种浆在性能上也有差别。冷碱浆结合力差，纸面粗糙，挺硬度不大，不如此法更易提高打浆度和强度，可能由于含有较多木素，细纤维化困难和纤维间结合能力较差之故。

与冷碱法相比，此法可以根据浆的质量要求，改变温度、时间和药品用量，能获得得率 85~90%、性质各不相同（如强度、松厚度、不透明度等）的浆，增加 Na_2SO_3 用量，能提高蒸解度，改进本色浆白度，因而能节省漂白剂用量；也能在保持浆得率不变条件下，提高浆的强度；这种浆游离度较高（300 毫升左右），加上良好的纤维离解，能改善纸机的抄造性能；本色浆的白度比冷碱法高 10~12%，如漂到 60% 白度， H_2O_2 漂白费用要比冷碱法低些。但这种方法对材种的适应性较差，漂白污染负荷 BOD_5 也要比冷碱法高 40% 左右。

（三）化学预处理的木片磨木浆

国外最近研究提出了一种用化学药品预处理加汽蒸的木片磨木浆，简称 TGMP。这是先用 Na_2SO_3 或 Na_2SO_3 与 NaOH 混合液处理木片，并在约 100°C 下汽蒸 15~30 分钟后，用盘磨机离解磨碎而得。这种浆与普通木片磨木浆（RMP）在相同游离度下比较，有较大的耐破因子和撕裂因子，较高的湿强度和很低的筛渣含量。在抄纸机和印刷机上能提供较好的湿裂断长。表 1-5-11 示在相同游离度（100 毫升）下 TGMP 和 RMP 浆性质比较。

这种 TGMP 已在日产 30 吨规模上进行中间试验，它是加入 3.4% Na_2SO_3 和 0.2% NaOH （对绝干木）到薄木片，在 93°C 下蒸煮 30 分钟后，在两段盘磨中进行高浓磨解。

表 1-5-11

TCMP 和 RMP 浆性质比较

原 料	斑 克 松 木 片		杨 木 片	
方 法	RMP	TCMP	RMP	TCMP
Na ₂ SO ₃ % (对绝干木)	—	4.4	—	4.0
NaOH % (对绝干木)	—	1.1	—	2.2
耐破因子	11.6	25.5	12.9	26.8
撕力因子	49	82	45	66
松厚度(毫升/克)	3.07	2.71	3.08	2.44
湿裂断长(米)	123	216	144	209
光散射系数(厘米 ² /克)	583	537	725	545
得率(%)	96.0	93.2	97.7	93.4

表 1-5-12

新闻纸用本色细浆一些性质

项 目	74% GP 26%高得率 S.P	88%RMP 12%高得率 S.P	100% TMP	100% TCMP
游离度(毫升 c.s.f.)	136	122	128	124
比容(毫升/克)	2.38	2.56	2.69	2.63
耐破因子	26	27.8	22.5	27.7
撕力因子(8层)	72.7	89.2	93.4	93.6
裂断长(米)	4940	5170	4070	5150
湿裂断长(在3压水分)(米)	289	275	248	282
白度(457 微米%)	56.7	57.9	58.4	61.4
光散射系数(厘米 ² /克)	638	655	696	542
不透明度(计算值)(%)	97.1	97.4	97.9	95.5

试验表明：它比 TMP 有较好的干强度和湿强度(表 1-5-12)。看来，有可能在使用单一浆种生产新闻纸时与 TMP 相竞争。

(四) 化学预处理预热木片磨木浆

经过化学预处理的预热木片磨木浆，简称 GTMP，也是在最近一个时期研究提出来的。赫景斯(H. G. Higgins)等人以幼龄桉木木片进行试验，用含 NaOH 1.6% 和 Na₂SO₃ 1.25% 的药液在室温下以 5:1 的液比真空浸渍 19 小时，或在 100℃ 下浸渍 5 分钟后，用阿斯普隆德盘磨机在 100℃ 下进行粗磨 3 分钟，使纤维离解后，再经保尔盘磨机精磨，最后通过 P.F.I 磨处理成浆。这种得率 85~90% 的 GTMP 浆，在 100 毫升游离度下，耐破因子达到 4.0×10^6 牛顿/公斤，裂断长 6.6 千米以上，撕裂因子 7.4 牛顿·米²/公斤，经 H₂O₂ 漂白后可达 72%。

辛克(J. D. Sinkey)和卡特斯(M. T. Charters)在研究试验中发现，当在盘磨机中加入 6~10% Na₂SO₃ 或 NaHSO₃ 时，针叶木的 TMP 浆白度和结合强度会有显著改善。如使用阔叶木 TMP 浆时，在盘磨机磨解之前进行化学处理，也可获得相同的效果。用高 pH 亚硫酸盐药液或用绿液苛性钠-碳酸钠液、冷碱液进行预浸渍或温和蒸煮，可获得得率 89~94% 的阔叶木 GTMP 浆，其质量较未处理的为好，但较针叶木 TMP 差些。

表 1-5-13

化学预处理后各种浆的性质

药液类型 (pH)	药 品 量 % (对 绝 干)	处 理 条 件	物 理 性 质 (100 毫升游离度)							
			千瓦小时 绝干 (吨)	耐破 因子	裂断长 KM	撕力 因子	强度因子 2B + 0.7 T	白度 (%)	不透 明度 (%)	筛渣 (%)
黑 云 杉 TMP										
酸性亚硫酸盐(1.8)	10% SO ₂	TMP	2410	31	5.1	100	132	51	93	
		90分升到100°C	2630	37	6.4	95	141	59	88	
亚硫酸氢盐(5.0)	11% SO ₂	在热磨机处加入	2410	33	5.8	104	139	52	95	
中性亚硫酸盐(9.0)	7% SO ₂	在热磨机处加入	2280	34	5.9	100	138	57	92	
山 杨 TMP										
碱性亚硫酸盐(12.9)	3% Na ₂ SO ₃ 3% NaOH	TMP	2280	12	2.5	37	50	53	98	
		30分升到90°C, 保温40分	1750	23	4.4	57	86	47	97	
红 桉 木 TMP 和 RMP										
中性亚硫酸盐(10.5)	7% Na ₂ SO ₃ 0.1% Na ₂ CO ₃	TMP	2100	2	1.3	24	21	38	99	0.09
		30分升到140°C, 保温30分 (TMP)	1640	9	2.6	48	52	41	96	—
碱性亚硫酸盐(12.4)	3% Na ₂ SO ₃ 2% NaOH	93°C下保温60分, 4.83 × 10 ⁵ 牛顿/米 ² (70磅/英寸 ²)表压空气(TMP)	1640	12	2.9	54	62	43	97	0.04
碱性亚硫酸盐(12.4)	3% Na ₂ SO ₃ 2% NaOH	93°C下保温60分, 4.83 × 10 ⁵ 牛顿/米 ² (70磅/英寸 ²)表压空气(RMP)	1360	10	2.6	54	58	43	97	0.89
白 桉 木 TMP 和 RMP										
冷碱(13.2)	9% NaOH	室温下浸渍60分 (RMP)常压	920	15	3.4	58	71	37	98	1.20
冷碱(13.2)	12% NaOH	常温下浸渍60分, TMP, 1.38 × 10 ⁵ 牛顿/米 ² (20磅/英寸 ²)	940	14	3.6	71	78	31	98	0.34

比重大的阔叶木 GTMP 浆强度也要比比重小的低些(见表 1-5-13)。这种经高 pH 药液处理的阔叶木 GTMP 浆强度之所以比未处理的 TMP 或 RMP 浆大,可能是由于药液的碱度而得到了改善,但浆白度要低些,特别是经冷碱液处理的。

研究工作表明:阔叶木 GTMP 具有较大湿纸页强度,好的滤水性能及相当低的筛渣含量,能改善纸页的抄造性能。与磨石磨木浆(GP)、木片磨木浆(RMP)和预热木片磨木浆(TMP)比较,GTMP 浆的强度要大些,有较好的表面性质,白度比 TMP 浆高些,但不透明度可能低于 GP 浆。与普通化学浆比较,GTMP 浆生产时间短,在比较低的温度下,使用较少的化学药品,因而可降低污染负荷,有利于环境保护。这是一种很

有希望的高得率制浆方法。但 CTMP 浆比硫酸盐浆和 NSSG 浆强度低，不能获得很高的白度，可用它代替部分 RMP 和 TMP 浆来抄造新闻纸或其他强度、白度要求不高的各种产品。

主要参考文献

1. R. G. MacDonald, J. N. Franklin: Pulp and Paper manufacture Vol. 1, 1969, p.226~276.
2. S. A. Rydholm: Pulping process p. 401~420.
3. H. E. Worster: Present state of semichemical pulping, a literature review, P.T.J. 157 № 34: 31(Aug. 20, 1973).
4. E. Horntuedt: SCA-Billerud recovery process on NSSC liquors, P.T.J. 158, № 5, 25 (Feb. 4, 1974).
5. 造纸技术通讯, 1975 年 第 3 期, 第 6~15 页; 1977 年, 第 3 期, 第 6~16 页。
6. K. Hata, M. Sogo: Oxygen-alkali semichemical pulping, Tappi 58. № 2, 72(1975).
7. T. Ito: Cold soda chemi-groundwood pulp and hot sulfite chemi-groundwood pulp in the newsprint mill-an empirical comparison, P. P.M.C. 77, № 3, 37(1976).
8. L.R. Beath: Refiner mechanical pulping of chemically pretreated wood, Tappi 60, № 12, 77 (1977).
9. J. D. Sinkey: Chemical pretreatment for TMP, Tappi 60, № 12, 89(1977).
10. H. G. Higgins: TMP and CTMP from eucalypts and other hardwoods, Appita 30, № 5, 415 (1977).

第六章 废液提取和纸浆的洗涤、筛选

第一节 概 述

一、废液提取和纸浆洗涤、筛选的作用

植物纤维原料经过化学蒸煮以后，得到 50~85% 的纸浆，有近于 15~50% 左右的物质溶解于蒸煮液中，这种蒸煮終了排出的蒸煮液，在碱法制浆时称为黑液；在酸法制浆时称为红液，为简便起见，本章统称为蒸煮废液，简称为废液。废液中所含的木素、糖类等溶出物质及化学药品，在蒸煮结束后，必须与纸浆尽量的分离，以保证纸浆的洁净，并使废液保持尽可能高的浓度，以利于废液的综合利用、化学药品与热能的回收，或进行其他适当处理，以解决蒸煮废液这个制浆厂的主要污染源。

废液经充分地提取分离后，有利于达到纸浆洗净目的。从而避免了废液带入筛选工序，造成操作上的困难（例如，黑液引起的泡沫，红液引起的腐蚀等问题）。同时，也防止了废液带入漂白工序，影响纸浆的质量，增加漂剂消耗。

筛选也是制浆过程中不可缺少的重要环节。无论化学的、机械的、或化学与机械相结合的制浆方法，均不可能立即得到均匀分散的纤维，浆料中必然夹杂着各种分散程度不同的粗纤维束、碎片、树皮、木节或草节、细小的非纤维细胞，这些统称为浆料中纤维性的杂质。另外，还有非纤维性的杂质，例如树脂、泥沙、碎石、铁屑、煤尘等。这些非纤维性的杂质中，有的是随原料进入生产过程的，有的是随制浆的药液、生产用水、或设备和操作条件的影响带进来的。根据纸浆质量的要求，这些纤维性与非纤维性的杂质，必须通过筛选、净化工序使其与合格的纸浆纤维分离除去。否则，不仅影响纸浆质量，同时还会损坏设备，增加漂白药品的消耗，造成生产上的障碍。

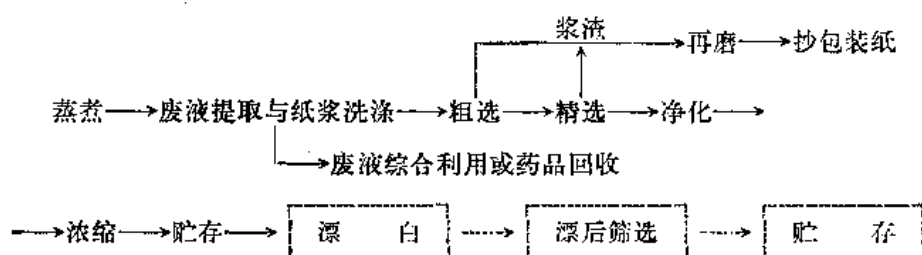
因此生产上必须根据纸浆的品种、用途，以及工厂规模的大小，合理安排废液提取与纸浆洗涤筛选的工艺流程和设备选型，并控制适当的工艺条件，以取得各项较好的技术经济指标。

二、废液提取和纸浆洗涤、筛选的工艺流程

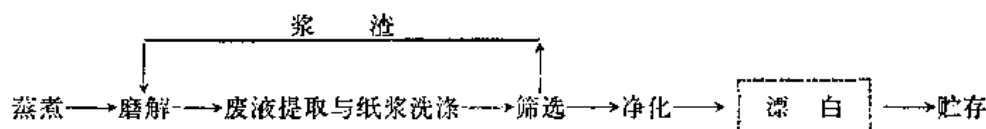
废液提取与纸浆洗涤筛选的工艺流程，依据纸浆的品种与用途、生产的发展与规模条件的不同，变化较大，灵活性也较强，安排得合理就能尽量发挥设备的效能，减少纤维的损失，降低水、电、汽的消耗，降低生产费用。

为了便于以下各节的讨论先介绍废液提取与纸浆洗涤、筛选的基本程序。

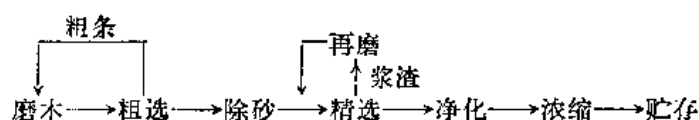
（一）化学浆



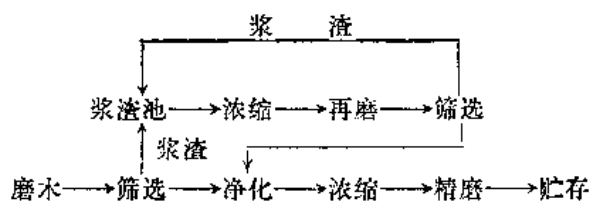
(二) 高得率浆与半化学浆



(三) 磨木浆



(四) 木片磨木浆



三、常用术语

(一) 纸浆洗涤的指标

1. 洗净度

表示纸浆洗净的程度，一般有以下几种表示方法：

(1) 以洗涤后随纸浆所带走的清液中的残碱含量(Na_2O 克/升)表示，此法多为我国南方各碱法厂所采用。例如某木浆厂规定洗后纸浆中的残碱为0.05克/升(Na_2O)以下，荻苇浆残碱为0.25克/升(Na_2O)以下。

(2) 以洗后每吨风干纸浆所带走的残碱量(Na_2O 公斤/吨浆)表示，此法多为我国北方各碱法厂所采用。例如某木浆厂规定洗后纸浆残碱量在1公斤/吨风干浆以下。

上述两种方法可以进行换算，例如某厂洗后纸浆浓度为12%，每吨风干浆带走残碱为1公斤/吨浆，则每吨风干浆带走的残液量为：

$$\frac{0.9 \times (100 - 12\%)}{12\%} = 6.6 \text{ 米}^3/\text{吨浆}$$

因此，可将洗后每吨风干浆所带走的残碱量表示为：

$$\frac{1 \times 1000}{6.6 \times 1000} = 0.15 \text{ 克/升}$$

(3) 以洗后纸浆消耗 KMnO_4 的量表示, 一般用在酸法纸浆厂, 如酸法木浆要求洗至 100 毫克 KMnO_4 /升以下。

2. 置换比

指洗涤过程中, 纸浆中含溶解的固体物的实际减少量, 与理论上可能的最大减少量之比。可以用以评价洗涤系统, 或单台设备的洗涤效果。在多段洗涤中, 一般第一段的置换比较高, 因为浆料和废液中混入的空气少, 可以达到 0.8~0.92, 中间段置换比在 0.5~0.7 之间, 末段用热水洗, 可以达到 0.55~0.7, 具体值均取决于稀释因子的大小。表示方法为:

$$\text{置换比} = \frac{W_p(S_v - S)}{W_p(S_v - S_s)} = \frac{S_v - S}{S_v - S_s} \quad (1-6-1)$$

式中 W_p ——纸浆离开该洗涤段或洗涤机时每公斤纸浆含有液体的公斤数;

S_v ——进洗浆机网槽时废液含溶解的固形物的浓度(%);

S ——洗后浆料中所带走的废液含溶解固形物的浓度(%);

S_s ——洗浆机喷淋液中含溶解固形物的浓度% (喷淋清水时 $S_s = 0$)。

3. 稀释因子

指每吨风干浆洗涤用水量与洗后纸浆含水量之差, 以米³/吨风干浆或 公斤水/公斤风干浆表示。

稀释因子与纸浆的洗净度, 及送去药品回收的废液浓度有密切关系, 稀释因子大, 纸浆洗净度高, 废液浓度则降低。

4. 洗涤效果的指标

(1) 洗涤效率(η): 表示洗涤过程废液中固形物重量的相对百分率。

$$\eta = \frac{100G}{G_0}(\%) \quad (1-6-2)$$

式中 G_0, G ——分别为洗涤前后浆料中废液含固形物的重量。

这里结合讲讲提取率的问题。

提取率: 以碱法纸浆为例

$$\text{提取率}\% = \frac{\text{本期送回收车间黑液中的碱量}}{\text{本期蒸煮用碱量}} \times 100 \quad (1-6-3)$$

按此式计算, 因生产中波美度易测定, 而且测定次数多, 因此较准确。但采用挤压提取黑液的工厂常以浓度法作近似计算, 这样测定较快, 计算较方便。

$$\text{提取率}\% \approx \frac{(\text{出口浓度} - \text{进口浓度}) \times 100}{\text{出口浓度} \times (100 - \text{进口浓度})} \quad (1-6-4)$$

上式中的浓度测定时, 应为经过洗净之后的浆料浓度, 若未经洗涤即烘干称重, 常因含黑液固形物高, 导致结果不准确, 使提取率偏高。

(2) 相对浓度(f): 表示洗涤过程中废液中固形物浓度的变化率。

$$f = \frac{C}{C_0} \quad (1-6-5)$$

(3) 相对体积(m): 表示洗涤过程中废液体积的变化率。

$$m = \frac{V}{V_0} \quad (1-6-6)$$

式中 G_0, C_0, V_0 ——洗涤前浆料中废液含固形物重量、废液浓度、及废液的体积；

G, C, V ——经洗涤后提取的废液含固形物重量、废液浓度、及废液的体积。

$$\begin{aligned} \therefore G_0 &= C_0 \times V_0 \\ G &= C \times V \\ \therefore \eta &= m \times f \end{aligned} \quad (1-6-7)$$

洗涤效率 η ，国外有高达 99% 的，国内一般在 65~95% 之间，依不同的洗涤设备、洗涤工艺和浆种而有所不同。

(二) 筛选、净化过程常用术语

(1) 筛选(净化)效率：

$$\text{筛选(净化)效率}\% = \frac{\text{原浆中尘埃度} - \text{细浆中尘埃度}}{\text{原浆中尘埃度}} \times 100 \quad (1-6-8)$$

(2) 浆渣率：指筛选(净化)排出的浆渣百分率。

$$\text{浆渣率}\% = \frac{\text{浆渣量}}{\text{进浆量}} \times 100 \quad (1-6-9)$$

(3) 浆渣中好纤维率：表示浆渣中能通过 40 目网的好纤维百分率。

第二节 废液的提取与纸浆洗涤

化学蒸煮后所得废液的量和组成，随蒸煮用的原料品种、蒸煮工艺条件和纸浆的硬度以及洗涤设备与工艺而变化。就碱法纸浆较正常的洗涤而言，纸浆洗净后的滤液，一般含残碱 0.04 克/升左右，每吨浆提取的黑液量约 8~10 米³，黑液在 15°C 时的波美度 8~10 °Bé 左右。要使废液与纸浆充分分离，必须考虑采用适当的工艺与设备，减少损失，尽可能的提高废液的提取率与浓度。大型碱法厂，碱回收率要求达到 85~90% 时，黑液提取率首先必须达到 95~98% 以上。国外硫酸盐木浆厂药品回收率达 96~99%，亚硫酸盐浆废液固形物回收率一般在 75~95%，因此废液提取率相应要求更高。提取率愈高，意味着纸浆洗涤得愈干净，化学药品的损失愈少。按一般常识可以知道，使用大量的水洗涤纸浆，可以提高纸浆的洗净度，可以提高废液的提取率，但这样会使稀释因子提高，使废液浓度降低。目前废液的回收方法，主要是通过蒸发、燃烧，使废液中的有机物分解，回收无机的化学药品，因此，提取的废液浓度大、温度高，就将会使蒸发的负荷减轻，蒸汽消耗量下降。

因此，采用最小的稀释因子，保持废液较高的浓度，而同时取得最高的提取率，就是纸浆洗涤工段的基本任务。

一、纸浆洗涤的原理

通常是用物料平衡来检查纸浆洗涤的效果，只有弄清楚纸浆洗涤过程的原理，才能搞清提高纸浆洗涤效果的一些基本途径。

由于纸浆纤维结构的特点，未洗的纸浆悬浊液中废液的分布如图 1-6-1，即废液的

大部分是游离存在于纤维与纤维之间的流动空间，部分存在于细胞腔内，还有少许存在于纤维细胞壁的孔隙中。对于硫酸盐木浆来说存在于纤维之间的约70~80%，胞腔内约15~20%，细胞壁里约5%；对亚硫酸盐木浆来说，纤维之间的约60~70%，胞腔内约20~30%，细胞壁内约5~8%。在洗涤过程中，大部分游离的废液是比较容易分离出来，可以用挤压作用压出，洗涤过程中的挤压力，可以是洗涤液的静压力，或外加压力。对于细胞腔及细胞壁内的废液靠简单挤压方式是不可能压出来的，只有用扩散方法，使纤维内部的废液中，含有的溶解物质扩散出来。废液中还有少量的溶解成分被纤维所吸附，有少量化学药品中的阳离子（如 Na^+ 、 Mg^{++} ）与纤维内的阴性基团相结合。这些部分就比较难于分离出来，因此纸浆的洗涤必须采用多种作用原理，才能达到最好的洗涤效果。

目前纸浆洗涤设备的基本类型有三种：

- (1) 置换洗涤：如间歇的或连续的扩散洗涤器的洗涤。
- (2) 稀释脱水洗涤：如洗浆池，鼓式真空洗涤机，或压力洗浆机的洗涤。
- (3) 压榨洗涤：如螺旋挤浆机，双辊挤浆机的洗涤。

以上三种类型的洗涤在洗涤过程中，实际上都存在着扩散、过滤、挤压等作用，所不同的只是一种洗涤类型往往是以某一作用过程为主，其他作用为辅。下面分别予以介绍：

(一) 置换洗涤原理

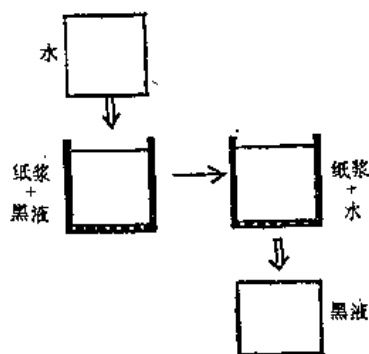


图 1-6-2 置换洗涤示意图

置换洗涤的示意图如图 1-6-2，目前在洗涤设备上，对纤维素纤维的置换洗涤试验研究，用数学模拟分析的方法，已取得较好的结果。研究指出：纸浆洗涤时，存在于纤维内各部分空隙里的废液，其中的溶解成分，转移到纤维之间游离的自由流动的液体中去，主要是借扩散作用，但也有一部分溶解成分被截留在纤维之间及纤维的空隙里，即是有部分废液被纤维所吸附，它们的置换或流动就会有所不同，它们被局部吸附平衡所控制，这种吸附作用，影响置换区的置换性能下降。每种纸浆对吸附与扩散作用的影响是不同的，这取决于吸附物质的性质及原料种类与蒸煮过程。

洗涤过程中废液的扩散速度可用下式表示：

$$G = DF \frac{C_i - C_w}{x} \quad (\text{公斤/小时}) \quad (1-6-10)$$

式中 G ——扩散速度(公斤/小时)；

F ——扩散面积(米²)；

D ——扩散系数(米²/小时)；

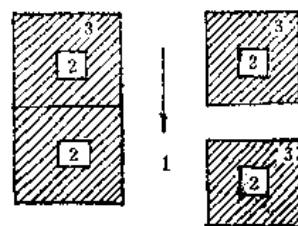


图 1-6-1 废液在纸浆中的分布

1—流动的 2—关在细胞腔中的
3—在纤维细胞壁中的

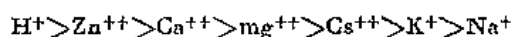
C_i ——纤维内废液的浓度(公斤/米³);

C_w ——纤维外废液的浓度(公斤/米³);

x ——扩散物(废液中的溶解物)所经路程(米)。

由上式可以看出:纤维内外废液浓度差是扩散的推动力,对扩散速度影响较大,扩散面积与纸浆种类及其硬度有关,扩散系数取决于纤维内废液中溶解的固形物向外扩散时的渗透能力,此能力又与洗涤时的温度、粘度和压力有关。

提高洗涤过程的置换比,除加强纤维内部废液的扩散作用外,还应减少纤维对废液中溶解成分的吸附作用。据研究,纸浆纤维的性质象湿的阳离子交换器一样,周围液体中的 pH 值变化,会引起纤维对一些离子的吸着或解吸。不同阳离子与纤维素纤维之间有不同的亲和力,其规律如下:



置换洗涤的研究还表明,纤维内木素比钠容易被洗出来,因为纸浆对它们的吸附和传质速度不同。对不同得率的硫酸盐浆和亚硫酸盐浆洗涤时溶解的木素与钠的传递率的研究得出:传递率取决于纸浆种类与卡伯值,卡伯值越低,传递越快。硫酸盐浆与亚硫酸盐浆有很大的差别,如图 1-6-3。从图中看出,自亚硫酸盐浆中出来的溶解成分的传递率比硫酸盐浆快,其原因可能是:

(1) 亚硫酸盐浆与硫酸盐浆对 Mg^{++} 与 Na^+ 的解吸率不同。

(2) 由于纤维细胞壁的结构的变化,一般来说,得率低时表示蒸煮时溶出的物质多,细胞壁上的孔隙会增大。由于得率相同时,亚硫酸盐浆蒸煮时溶出的木素较硫酸盐浆溶出的多,因此,亚硫酸盐浆细胞壁的孔隙较硫酸盐浆为大,传递率较高。

木素分子比钠离子大,因此从多孔的纤维细胞壁中扩散出来应较钠慢,但由于钠离子虽小,

图 1-6-3 卡伯值与时间常数的关系

受纸浆的吸附作用大,因此,洗涤时采用电中和的条件进行解吸,就能使钠易于洗出。

(二) 稀释脱水洗涤原理

此种类型的洗涤,例如洗浆池洗涤、鼓式真空洗浆机及压力洗浆机洗涤,在进行浆料洗涤时,首先将浆料稀释至一定浓度,使其充分混合,让每部分纤维的内外废液浓度都造成一定的浓度差,有利于扩散作用的发挥,使纤维内部废液中的溶解物移到纤维外部,废液与纸浆纤维的分离则借过滤脱水的作用原理。此一类型不同的洗涤设备的特点,只在于浆层厚度及过滤的压差产生的形式不同而已。

纸浆悬浊液的过滤速度可用下式表示:

$$q = \frac{\Delta P}{RLa} \text{ (米}^3\text{/米}^2\cdot\text{秒)} \quad (1-6-11)$$

$$R = \frac{32\mu}{v_d^2} \quad (1-6-12)$$

$$\therefore q = \frac{4 P \eta d^2}{32 \mu L a} \quad (1-6-13)$$

式中 q ——洗涤时的过滤速度(米³/米²·秒);

P ——过滤层的压力差(公斤/厘米²);

L ——滤层厚度(米);

R ——过滤阻抗系数(公斤·秒/米⁴);

μ ——滤液的粘度(公斤·秒/米²);

η ——过滤面积的有效系数;

d ——滤层中孔道的平均直径(米);

a ——滤层中孔道的弯曲程度(≥ 1)。

由上式可以看出:

(1) 提高滤层压差, 可以提高过滤速度, 但由于浆层为可压缩体, 压力太高则 η 、 d 值下降, 会增大过滤阻力, 因此压差也不能太大。

(2) 提高浆料的温度, 滤液粘度减小, 从而降低过滤阻力, 提高过滤速度。

(3) 浆层厚度与过滤阻力直接有关, 因为浆层过厚, 滤液所通过的毛细管长度增加, 同时其底层的压强大, 使纤维间的孔道被压缩, 使过滤阻力增加, 不利于过滤速度提高。

(4) 纸浆的品种与均匀性对过滤也有影响。一般碱法草浆, 纤维短小, 易水化, 滤水性能差, 因此木浆与草浆的过滤速度差别很大。所以草浆洗涤时要求的过滤面积较大。

(三) 压榨洗涤原理

压榨的方式多数用于纸浆的浓缩, 但也可以用于提取纸浆的废液, 其作用原理是借机械压力使纸浆挤压脱水, 这类洗涤的设备有螺旋挤浆机、双辊挤浆机等。压榨洗涤时, 洗涤设备的进出口浆的浓度对纸浆洗涤效果影响很大, 一般进口浓度 8~10%, 出口浓度 30~40%。

据研究, 当含有少量溶解物质的纸浆受压时, 在压出的液体中, 溶解物质的浓度有所下降, 当纸浆被压到浓度高于 40% 时, 这种溶解物质浓度的下降就值得重视了。这种效应对硫酸盐浆更为明显, 对亚硫酸盐浆及苛性钠法浆则影响较小, 硫酸盐浆当压到 50% 浓度时, 浆层中所有宽度大于 30 Å 的小孔均坍塌, 溶解物中的大分子, 凡直径大于 30 Å 者, 均被纸浆纤维所阻挡, 因而不能被排出。只有在将纸浆进一步稀释、搅拌, 使坍塌的小孔在纤维再湿时又恢复, 被阻拦的这些大分子用扩散的方式移出到纤维外部游离的自由流体之中, 然后在下一段压榨洗涤时, 才能被挤压排出。由于压榨洗涤的洗涤设备进口浆浓度不能过低, 因此纤维内部废液中溶解物扩散出来的条件较差, 因此, 压榨设备用于提取浓度高的废液较适合, 作为洗涤纸浆来说, 总提取率不及前两种类型的设备。

(四) 多段逆流洗涤原理

对纸浆洗涤的要求, 不仅要废液提取率高, 纸浆洁净度高, 同时还要求稀释因子小, 废液浓度高。不论那种类型的洗涤设备, 单段洗涤都难于达到高的指标要求。若只

用多段洗涤, 则用水量大, 还不可能降低稀释因子。唯有采用多段逆流洗涤, 才有可能在较小的稀释因子下, 使各段洗涤的扩散作用较好的发挥, 取得较好的综合指标。

以稀释过滤洗涤为例, 多段逆流洗涤示意图如图 1-6-4。

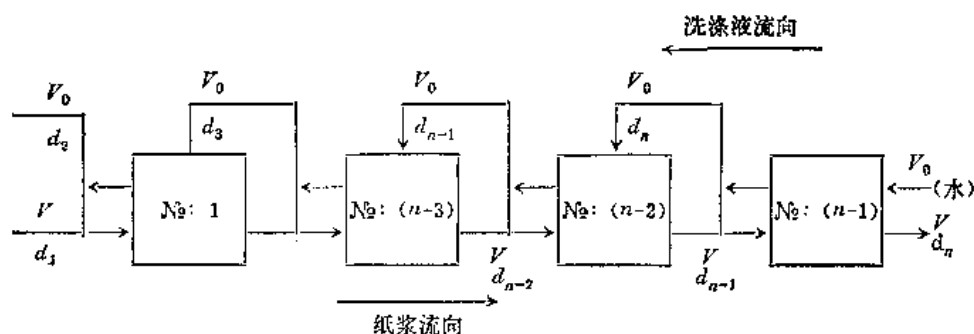


图 1-6-4 多段逆流洗涤示意图

设: V ——洗涤器出口浆层中的废液量;

V_0 ——洗涤用水量;

d_1, d_2, d_3, d_n ——各段洗涤器出口浆层中的废液浓度;

K —— V_0 与 V 之比(V_0/V)。

多段逆流洗涤的关系式如下:

第 $(n-1)$ 段, 洗涤器前后废液中固形物的平衡:

$$\begin{aligned} V(d_{n-1} - d_n) &= V_0 d_n \\ d_{n-1} - d_n &= K d_n \end{aligned} \quad (1-6-14)$$

第 $(n-2)$ 段:

$$\begin{aligned} V(d_{n-2} - d_{n-1}) &= V_0(d_{n-1} - d_n) \\ d_{n-2} - d_{n-1} &= K^2 d_n \end{aligned} \quad (1-6-15)$$

同样:

$$d_1 - d_2 = K^{n-1} d_n \quad (1-6-16)$$

上列各式相加, 整理得:

$$\begin{aligned} d_1 - d_n &= (K + K^2 + K^3 + \dots + K^{n-1}) d_n \\ d_n &= \frac{d_1}{1 + K + K^2 + K^3 + \dots + K^{n-1}} \end{aligned} \quad (1-6-17)$$

由上式(1-6-17)可以看出:

(1) 当其他条件都一定的情况下, 洗涤段数 n 增加, d_n 则减小, 洗涤效果改善。但实际上洗涤段数不可能采用太多, 否则将增加设备投资, 增加建筑面积及动力消耗, 一般采用 3~5 段。

(2) 当洗涤段数一定时, 增加喷水量或提高洗浆机出口浆浓度, 同样也可以提高洗涤效果, 但此时稀释因子增大, 废液浓度降低, 蒸发时耗热量大, 也是不经济的。应按纸浆质量要求予以综合考虑。不同设备采用的稀释因子范围可参考表 1-6-1。

表 1-6-1

洗 涤 设 备	木 浆 (公斤水/公斤浆)	草 浆 (公斤水/公斤浆)
螺旋挤浆机系统	2.0	>3.0
双辊挤浆机系统	2.0~2.5	3~4
真空洗浆机系统	1.0~2.5	2~3
压力洗浆机系统	1.0~2.5	—
洗浆池	3.0~5.5	4~6
连续扩散洗涤器	2.5~3.0	—

二、纸浆洗涤的方法及设备

洗浆洗涤的方法有间歇式与连续式两类。随着生产技术和生产规模的扩大,连续洗涤已逐步代替了间歇式洗涤,成为发展的方向。

(一)洗浆池

洗浆池是间歇式洗涤设备,由于结构简单,投资省,生产费用低,操作简单灵活,在我国中小型碱法厂多加采用,酸法制浆的老厂也有采用的。

洗浆池多为钢筋混凝土结构,池底分为两层,池底倾斜,在底层上还有一层过滤用的假底,假底多用带孔瓷砖,铺设在木质楞条上,洗涤酸法浆时,池底与池壁四周还需考虑采用耐酸砖,防止酸腐蚀。洗浆池容积一般为蒸煮锅容积的 1.5~2.5 倍,酸法木浆每吨风干粗浆约需过滤面积 6 米²~7 米²,碱法草浆约 18 米²。

洗浆池洗涤纸浆时,如果是直接由蒸煮锅(或蒸球)喷放到洗浆池,则池面宜用封闭式,喷放前池底先用稀废液将假底浸没约 15 厘米以上,以缓冲浆料对池底的冲击力,并防止滤孔的堵塞,放锅完毕先滤出浓液,以供回收利用,然后分别用稀废液或清水洗涤 3~4 次,达到洗净纸浆的要求为止。

碱法草浆因容易润胀水化,纤维又短,滤水困难,洗涤时不宜冲击、搅动过多,浆层厚度也不宜过大(0.5 米以下),否则洗涤时间长,用水多而洗涤效果不良。

采用带孔的滤水砖作假底时,洗涤过程纤维流失较大,达 2.5% 左右,同时洗浆池洗涤的稀释因子大,废液浓度低。

(二)螺旋挤浆机洗涤系统

螺旋挤浆机,主要由压榨螺旋、滤鼓及一个可调节浆料出口浓度和产量的锥形塞头所组成,滤鼓外有铸铁外壳,为了检修方便,滤鼓和外壳均做成两个半圆形,这样比铸成整体的易于装拆,螺旋挤浆机结构简图如图 1-6-5。

螺旋挤浆机洗涤纸浆时,主要是使纸浆通过螺旋,受到机械的挤压作用,挤压作用可由螺旋的螺距变化,或螺旋直径的变化,或者两种同时发生变化而产生。浆料受挤压后,引起体积压缩,由于液体是不可压缩的,因而纸浆中的废液由滤水鼓的孔眼中排出。纸浆进口浓度 8~10%,出口浓度 30~40%。

螺旋挤浆机的定型产品有 ZNJ₁₁ φ 260 及 ZNJ₁₂ φ 387 两种(参见《造纸工业产品目录》)。大直径的螺旋挤浆机不如小直径的螺旋挤浆机脱水均匀,因为螺旋槽的深度一般

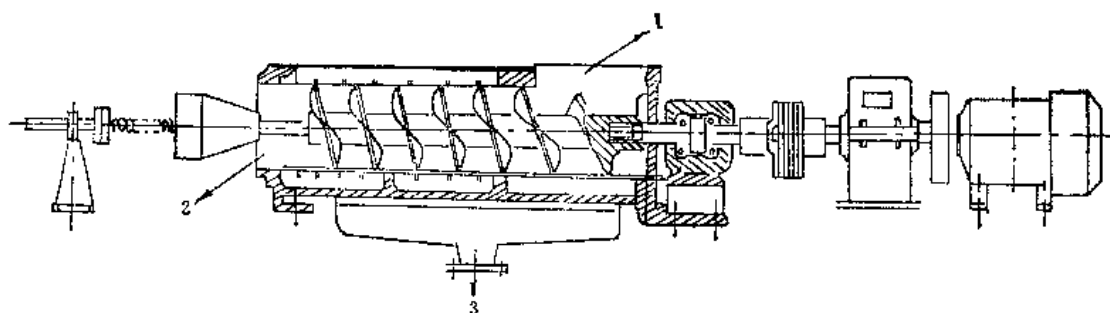


图 1-6-5 带锥形塞头的螺旋挤浆机
1—进浆口 2—出浆口 3—排废液口

为螺旋直径的 0.2~0.3 倍，螺旋直径大，则螺旋槽较深，因而浆层较厚，而靠近滤鼓部分的浆层，滤水较好，靠近轴部分的浆料，因浆层厚，过滤阻力大，滤水较差。

螺旋挤浆机由于浆料进出口浓度都较高，纤维内部的废液的扩散作用少，一般用 2~3 段螺旋挤浆机串联，逆流洗涤，每段之间用螺旋输送机，运送浆料，并同时借以分散被压紧的浆层，使其与喷淋的洗涤液充分混合，再进入下一段螺旋挤浆机。

螺旋挤浆机的操作要点如下：

(1) 注意保持连续均匀进浆，尽可能使进浆浓度波动小，螺旋的转速及塞头的压力，应根据浆料质量、产量要求在一定范围内调节。

(2) 注意电机电流的变化，及时防止异常现象，例如电流偏高，可能是浆料浓度太大，或者进浆过多，将要发生堵塞。若电流偏低，也可能是浆料浓度太低，将出现打滑现象。

(3) 滤水孔的大小选择，应根据浆料种类不同而不同，滤孔太大则纤维流失增加，木浆用 $\phi 2\sim 3$ 毫米，草浆用 $\phi 1\sim 2$ 毫米。操作时应防止滤孔的堵塞，否则废液提取率下降。

(4) 用防滑钉、防滑条及梅花挡板预防浆料打滑和堵浆现象。

螺旋挤浆机的特点是：设备紧凑，投资少，提取的废液温度高，浓度大，黑液的泡沫不致影响提取率下降，但此种设备的废液提取率低，多用于中小型草类半料浆及木浆

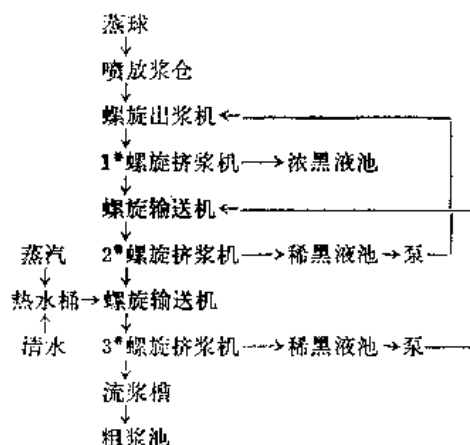


图 1-6-6 螺旋挤浆机提取黑液流程图

厂。

某亚铵法蔗渣浆厂，日产 15 吨粗浆，用三段螺旋挤浆机提取黑液。黑液的利用度计算举例如下：

螺旋挤浆机提取黑液的工艺流程，如图 1-6-6。

1. 每球(14 米³)装绝干蔗渣 1.00吨
 蒸煮粗浆得率 60%
 每天蒸煮球数 9
2. 原浆浓度 14.1% A
 原黑液比重(20℃) 1.052
 波美度(20℃) 7.0°Bé
 固形物含量 13.29%
3. 第一台螺旋挤浆机进浆浓度 8.26% x
 出浆浓度 33.0% D
 黑液中固形物 8.75%
4. 第二台螺旋挤浆机进浆浓度 12% B
 出浆浓度 30% C
 稀黑液含固形物 3.2%
5. 第三台螺旋挤浆机进浆浓度 12%
 出浆浓度 33% E
 稀黑液含固形物 1.02%
6. 挤出黑液比重(20℃) 1.037
 波美度(20℃) 5.0°Bé
 含固形物 8.75%

计算：每天绝干粗浆产量

$$1.00 \times \frac{60}{100} \times 9 = 5.4 \text{ 吨}$$

每吨绝干浆含原黑液：

$$1.00 \times \frac{100 - A}{A} = 1.00 \times \frac{100 - 14.1}{14.1}$$

$$= 6.1 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

第一台进浆含浓黑液：

$$1.00 \times \frac{100 - x}{x} = 1.00 \times \frac{100 - 8.26}{8.26}$$

$$= 11.10 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

第一台出浆带走黑液：

$$1.00 \times \frac{100-D}{D} = 1.00 \times \frac{100-33}{33}$$

$$= 2.03 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

挤出浓黑液: $11.10 - 2.03 = 9.07$ 吨/吨绝干粗浆

第一台需回用第二台挤出的稀黑液量:

$$11.10 - 6.10 = 5.0 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

第二台进浆含黑液:

$$1.00 \times \frac{100-B}{B} = 1.00 \times \frac{100-12}{12}$$

$$= 7.33 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

第二台出浆带走黑液:

$$1.00 \times \frac{100-C}{C} = 1.00 \times \frac{100-30}{30}$$

$$= 2.33 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

挤出稀黑液: $7.33 - 2.33 = 5.0$ 吨/吨绝干粗浆

第二台进浆稀释需回用第三台挤出稀黑液量:

$$7.33 - 2.03 = 5.30 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

第三台进浆含黑液:

$$1.00 \times \frac{100-y}{y} = 1.00 \times \frac{100-12}{12}$$

$$= 7.33 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

第三台出浆带走黑液:

$$1.00 \times \frac{100-E}{E} = 1.00 \times \frac{100-33}{33}$$

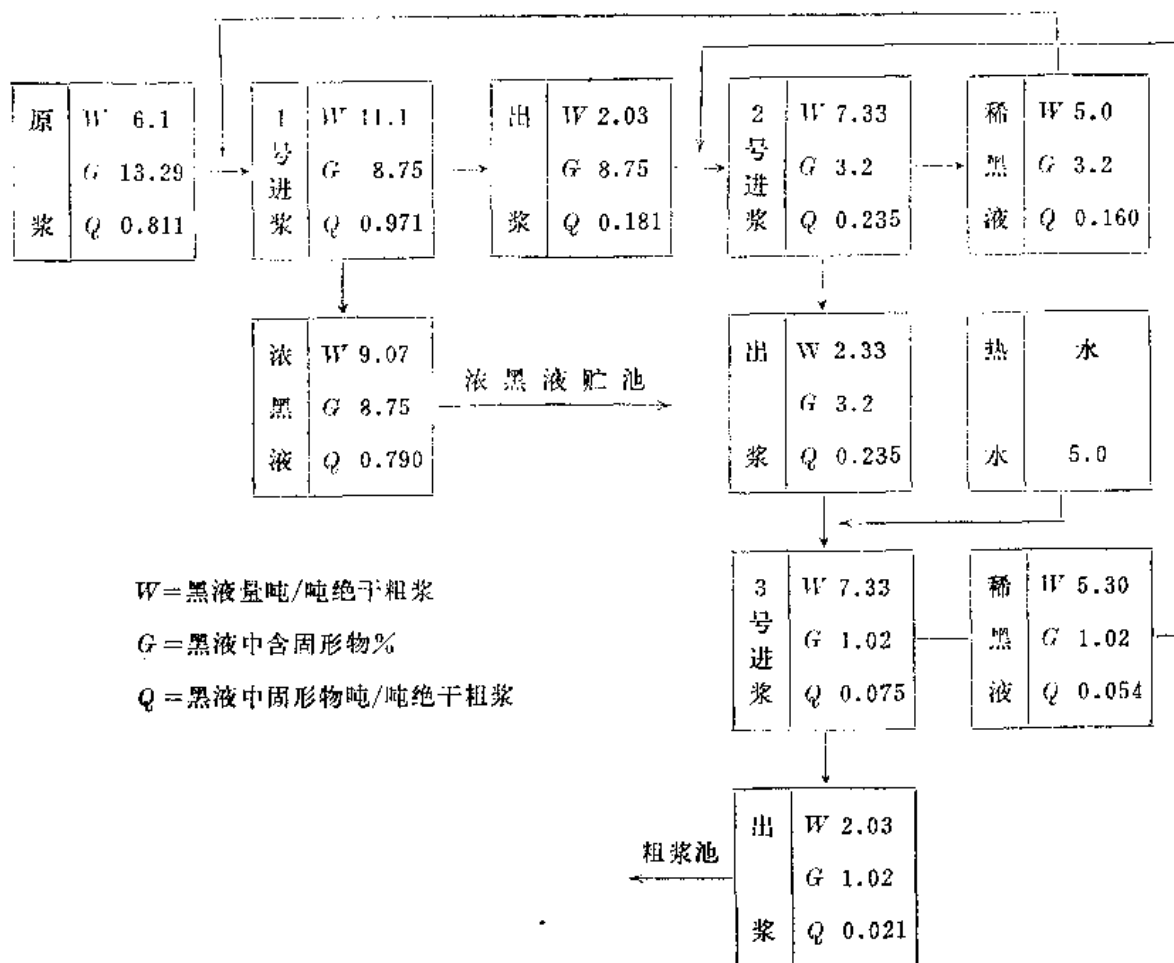
$$= 2.03 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

挤出稀黑液: $7.33 - 2.03 = 5.30$ 吨/吨绝干粗浆

第三台进浆稀释洗涤用热水:

$$7.33 - 2.33 = 5.00 \text{ 吨/吨绝干粗浆}$$

每天耗用清水量: $5.0 \times 5.4 = 27$ 吨/天



第一台进浆黑液中总固形物： $11.00 \times 8.75\% = 0.971$ 吨/吨绝干粗浆

出浆带走黑液总固形物： $2.03 \times 8.75\% = 0.181$ 吨/吨绝干粗浆

挤出浓黑液总固形物： $9.07 \times 8.75\% = 0.79\%$ 吨/吨绝干粗浆

原黑液中总固形物： $6.10 \times 13.29\% = 0.811$ 吨/吨绝干粗浆

第一台回用稀黑液与第二台挤出稀黑液量相等：

稀黑液总固形物： $0.971 - 0.811 = 0.160$ 吨/吨绝干粗浆

回用稀黑液含固形物： $0.160 \times \frac{1}{5.0} \times 100\% = 3.2\%$

第二台进浆黑液中总固形物： $7.33 \times 3.2\% = 0.235$ 吨/吨绝干粗浆

出浆带走黑液总固形物： $2.33 \times 3.2\% = 0.075$ 吨/吨绝干粗浆

第二台回用稀黑液与第三台挤出黑液量相等：

$0.235 - 0.181 = 0.054$ 吨/吨绝干粗浆

回用稀黑液含固形物： $0.054 \times \frac{1}{5.3} \times 100\% = 1.02\%$

第三台进浆黑液中总固形物： $7.33 \times 1.02\% = 0.075$ 吨/吨绝干粗浆

出浆带走黑液总固形物： $2.03 \times 1.02\% = 0.021$ 吨/吨绝干粗浆

$$\text{黑液利用度 } \eta = \frac{G}{G_0} \times 100\% = \frac{0.790}{0.811} \times 100\% = 97.4\%$$

$$\text{稀释因子} = 5.0 - (2.03 - 0.021) = 2.991$$

(三) 双辊挤浆机系统

双辊挤浆机结构简图如图 1-6-7。它也是一种借机械挤压作用提取高浓黑液的设备，由两个同步的相对旋转的压辊、浆槽及螺旋输送机组成。ZNJ₁ 型双辊挤浆机，辊子直径为 $\phi 610$ 毫米，工作宽度为 1120 毫米，辊面有宽度为 1.1 毫米的沟纹，辊子两端有直径 32 毫米并与辊面沟纹相通的轴向排液孔，均匀分布在辊子的端面圆周上，两辊的间距可以在 0~22 毫米的范围内调节，用以控制挤浆压力，两压辊的下半部是浸在密封的浆槽内。

进入双辊挤浆机的浆料，先经下部的进料螺旋输送机，以一定的压力送进密封浆槽，并挤进两辊之间，在辊面脱水形成浆层，随着压辊旋转，浆层在两辊之间的挤压区压干，经压干的浆层由刮刀刮下，由螺旋送出，挤出的废液经辊面沟纹流入轴向排液孔，再排至废液槽。

双辊挤浆机的进浆浓度、辊的间距、及转速，是决定双辊挤浆机生产能力、废液提取率和洗浆质量的重要因素。当两辊间的间距一定时，黑液提取率随转速加快而下降，产量则随之而增加。

双辊挤浆机进浆浓度，一般为 10% 左右，浓度太低时，在辊面不能形成浆层，甚至有可能使高温的浆料自辊间喷出，发生安全事故。进浆浓度过高亦会产生堵塞，出浆浓度一般 30% 左右。

双辊挤浆机一般以 2~3 台串联，多用于浆料高锰酸钾值 11 以上的小型草浆厂，供提取浓黑液用。运转中最怕浆料、夹杂硬物损坏辊面，降低挤浆作用，并增加纤维流失，因此，各料过程要特别注意。在挤浆机前浆管上装设硬物捕集器，是常用的一种预防措施。

要保持双辊挤浆机废液排出通畅，必须注意防止排液孔眼的堵塞，应使用好高压水或稀黑液反冲管及梳形刮刀，并应稳定蒸煮纸浆的硬度。

双辊挤浆机的纤维流失与浆料硬度及种类有关，一般新装设备，纤维流失约 1.0%，经过一段时间的磨损与腐蚀，孔眼变大，流失甚至高达 4%，因此送去蒸发的黑液必须进行过滤，回收纤维。亦有在辊上包带孔的钢板，来减少纤维流失的。

压榨洗涤设备，除上述两种具有定型的产品外，还有个别厂采用六辊压滤机、链栅式挤浆机作提取草浆黑液用，单台的提取率不超过 50%。

(四) 真空洗浆机系统

目前，在我国通用的真空洗浆机，有过滤面积为 5 米²、10 米²、20 米² 三种，生产能力随浆料的滤水性能及洗涤质量要求而不同，平均一般为每平方米滤网面积、每小时处理浆料 120~180 公斤。对于滤水性能较好的浆料，如木浆、苇浆、芒杆浆，洗涤时浆层厚度可在 25~30 毫米，生产能力较高，对于滤水性能差的浆料则浆层厚度为 15~20 毫米，生产能力则较低。

真空洗浆机结构的主要部分是洗鼓和分配头。20 米² 的真空洗浆机，洗鼓直径和面

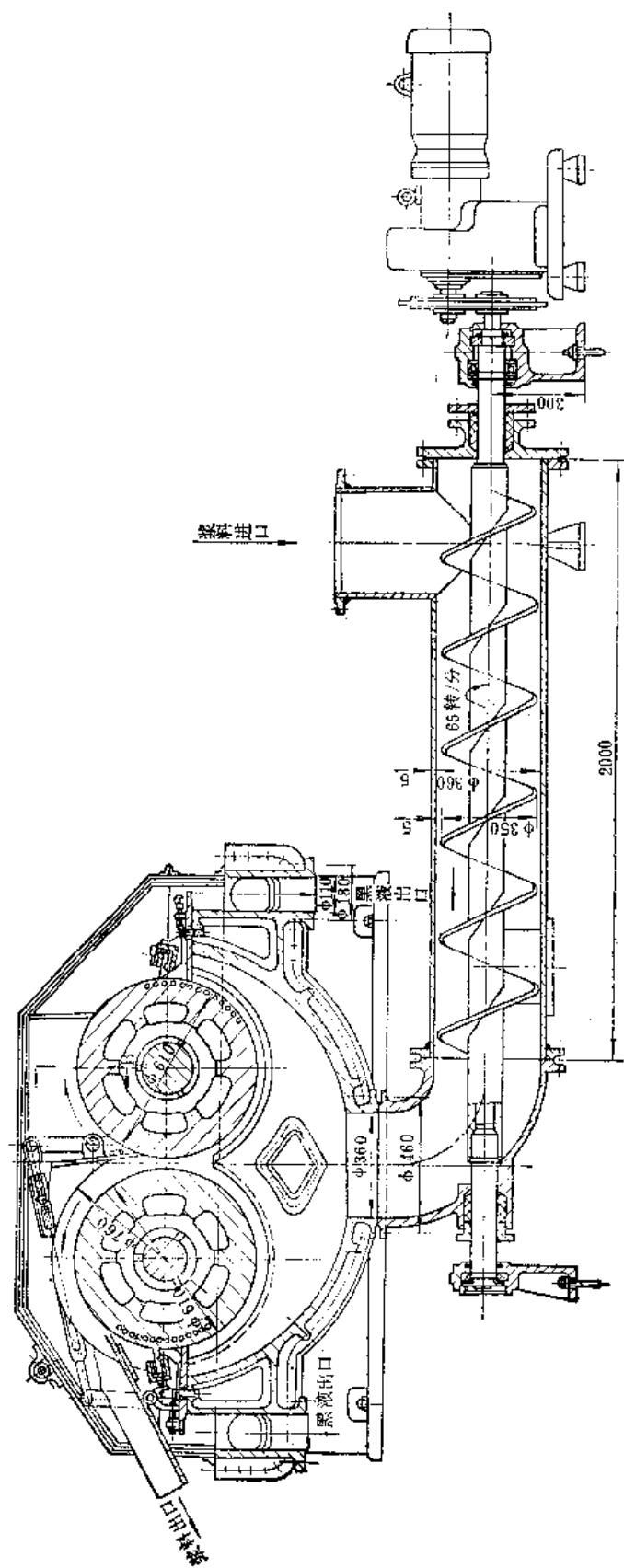


图 1-6-7 双辊挤浆机简图

宽都是 2.6 米，洗鼓由两个 1.3 米的单面排液洗鼓组合而成，按轴向分成 24 个互不相通的小室（每个小室占圆心角 15° ），洗鼓两端轴颈也分成 24 格，分别与洗鼓小室相通，在洗鼓两端的轴颈上各有一块固定于轴颈的多孔分配圈，分配圈与轴颈相连，并随轴颈旋转。分配圈与固定的分配阀的接触面是经过研磨加工能紧密接触的。分配阀的作用

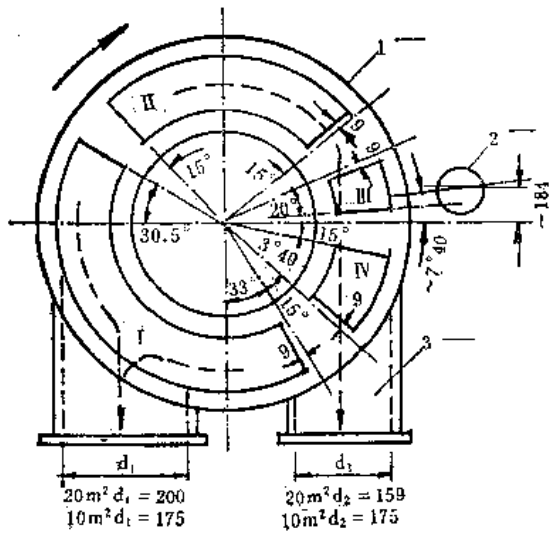


图 1-6-8 真空洗浆机分配阀示意图
1—分配圈 2—刮浆辊 3—排液管
I—真空过滤区 II—真空洗涤区 III—通气
剥浆区 IV—自然过滤区

作用是使洗鼓各小室轮流受到过滤、抽吸、排空等作用。洗鼓各小室的表面是孔径 10 毫米的多孔滤板，滤板上是一层 8~12 目的内网，其上再复盖一层不锈钢或塑料的外网。分配阀的示意图如图 1-6-8。洗鼓工作时，首先在 I 区由于网内外压差，浆料开始过滤在网面形成浆层，当洗鼓转出液面后，受喷淋液置换洗涤，进入 II 区再受到喷淋液的洗涤，I、II 区与真空系统相连，III 区与大气相通，因此浆层所受到的压力消除，脱离洗鼓。当洗鼓再次转入液面下时，因 IV 区与大气相通，此时洗鼓小室中的空气被过滤液赶出，当洗鼓再转入 I 区时开始第二次循环。

洗鼓上喷淋洗液的装置有两种型式：一种是钢板制的 K 型槽，一种是塑料制的鸭嘴型喷嘴。

在洗鼓上的喷淋洗涤区，必须保证喷淋液连续均匀分布，才能保证洗鼓有稳定的真空度，和均匀的置换作用。

真空洗浆机有两种方式产生真空：一种是由真空泵、收集器、大气冷凝器以及捕集器组成的真空系统，由真空系统产生真空，一般采用水环式真空泵作干式抽气。大气冷凝器的冷凝水温直接影响真空度。因此，必须严格控制。第二种是利用废液排出时的位差产生真空，此种情况必须具备两个条件：（1）排液管的水腿高度不应低于一个大气压的水柱高度（即从洗鼓中心到排液管水封液面的距离在 12~14 米左右）；（2）选择适当的排液管径，以保持水腿管内一定的流速（约 2 米/秒）。若管径过大，流量不足，管内流速降低，就会破坏真空的形成；若管径过小，则不能满足排液量的要求，也会降低洗涤效果。因此，必须根据浆料品种、滤水性能，决定排液管径。利用水腿产生真空时，应尽可能的保持水腿管道垂直，避免或减少弯头和水平管道，防止纤维沉积和压头损失，以保证必要的流速。

真空洗浆机主要是利用稀释脱水原理进行浆料洗涤的设备，一般均采用 3~5 台串联逆流洗涤。图 1-6-9 为四台串联逆流洗涤工艺流程图。

每台真空洗浆机之后，为了使形成的浆层稀释、分散和促进纤维内部停留的废液扩散出来，均设有中间搅拌槽（参阅图 1-6-10）。

要保证真空洗浆机连续稳定的运转，必须注意下列几点：

（1）喷放锅要保持一定的浆位和稳定的浓度：喷放锅下锥部的浓度一般约在 2.5~

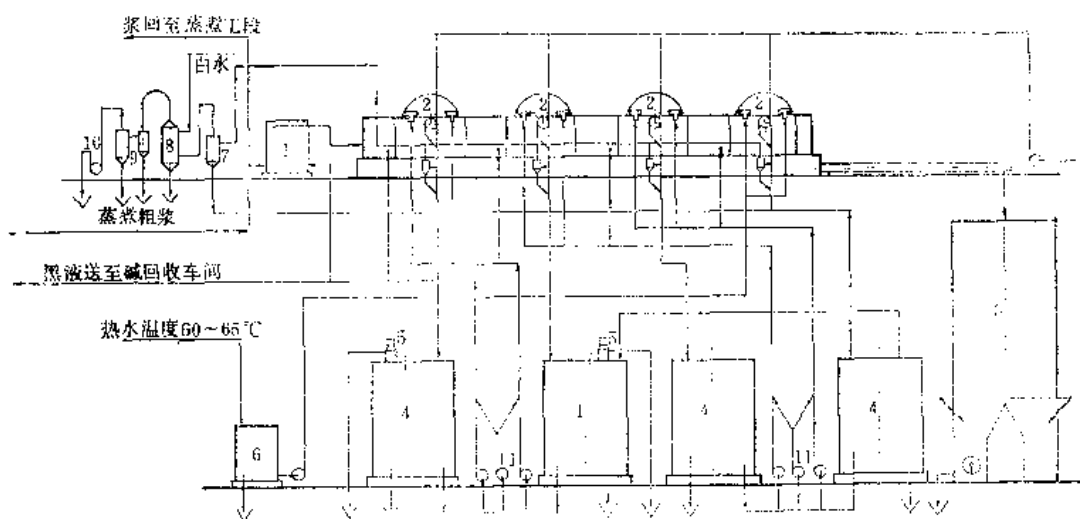


图 1-6-9 真空洗浆机四台串联逆流洗涤流程

1—混合槽 2—真空洗浆机 3—立式贮浆池 4—黑液槽 5—泡沫器 6—热水槽 7—收集器 8—高位冷凝器 9—分沫器 10—真空泵 11—黑液泵

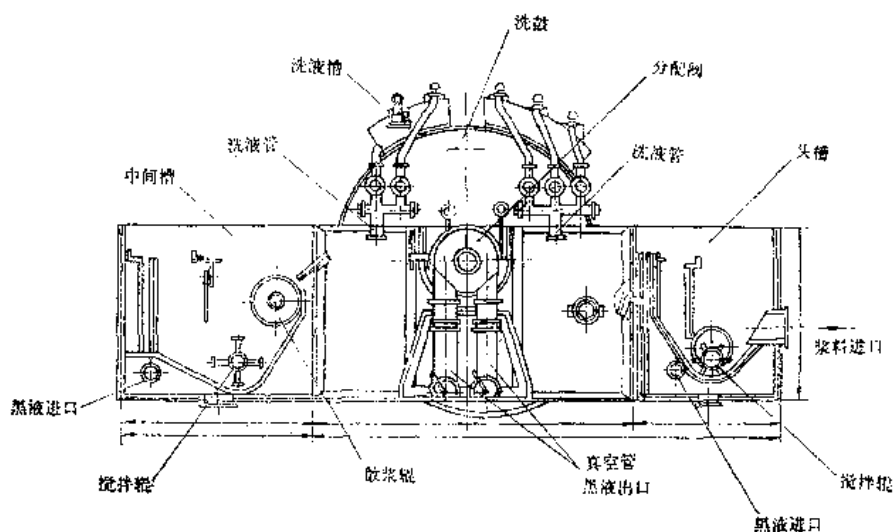


图 1-6-10 真空洗浆机(侧视图)

3.5%。

(2) 控制黑液槽一定的液位：黑液槽的作用是贮备黑液，并有一定空间供黑液消泡，因此液位过低则影响洗鼓上喷淋液的流量，影响喷淋洗涤效果，破坏真空度，若液位过高，则黑液产生的泡沫没有足够的停留时间自行消泡，泡沫溢出槽外污染环境，并造成碱损失（对 ZTZ₁₇ 型 $\phi 5000 \times 7000$ 毫米的黑液槽，液位应在 3~3.5 米）。

(3) 掌握好洗鼓的转速与进浆浓度关系：洗浆机洗鼓转速与进浆浓度是影响洗浆机生产能力和洗浆效果的重要因素，可根据浆料滤水性能不同进行调节，一般来说，易脱

水的浆料可以用较低的进浆浓度和较高的转速，有利于在提高洗浆机的产量的同时提高洗浆质量。

(4) 掌握适当的浆位：洗浆机浆料的过滤与置换洗涤是在洗鼓离开浆槽液面后开始的，因此，浆位低有利于增加过滤面积，提高洗涤效果，但浆位过低则影响浆层厚度和产量下降。一般在转鼓中心线以下上浆。

四段中联真空洗浆机黑液平衡计算示例：

从蒸煮锅随浆料来的黑液量	(米 ³ /吨浆) 6.6
黑液中固形物量	(公斤/吨浆) 1750
喷放锅下部浆料浓度	(%) 3
进入洗浆机浆料浓度	(%) 1.25
从洗浆机出来的浆料浓度	(%) 14
洗涤热水用量	(米 ³ /吨浆) 8

由于洗涤系统是封闭的，没有排入地沟的物质，故平衡总方程为：

$$V_0 + W = V + M \quad (1-6-18)$$

或
$$V = V_0 + W - M \quad (1-6-19)$$

式中 V_0 ——从蒸煮锅随浆料来的黑液量(除喷放时的蒸汽)；

W ——洗涤水用量；

V ——返回蒸煮与送去回收车间的可利用黑液量；

M ——随洗涤浆料带走的水量。

上式中， V_0 、 W 为已知，洗后浆料含水量(风干，以 12% 水分计)：

$$M = 0.88 \times \frac{100 - 14}{14} = 5.4 \text{ 米}^3/\text{吨浆(风干)}$$

可利用黑液量为：

$$V = V_0 + W - M = 6.6 + 8 - 5.4 = 9.2 \text{ 米}^3/\text{吨浆}$$

对绝干固形物的总平衡应为：

$$G_0 = C + N \quad (1-6-20)$$

式中 G_0 ——从蒸煮锅来的黑液中的固形物量；

C ——可利用黑液中的固形物量；

N ——洗后浆带走的损失。

设正常工作条件下，洗后浆料带走的碱损失为 30 公斤芒硝 (95% Na_2SO_4)/吨浆，假设黑液固形物中大约含 23% Na_2O ，折成绝干固形物损失重量为：

$$N = 30 \times 0.95 \times \frac{62}{142} \times \frac{100}{23} = 54 \text{ 公斤/吨浆}$$

可利用黑液中所含绝干固形物量为：

$$G = G_0 - N = 1750 - 54 = 1696 \text{ 公斤/吨浆}$$

其浓度：

$$C = \frac{1696}{9.2} = 184 \text{ 克/升相应的重度为 } 12^\circ \text{ Bé}(15^\circ \text{C})$$

$$\text{当洗涤效率 } \eta = \frac{G}{G_0} = \frac{1696}{1750} = 0.97 \text{ 时}$$

$$\text{相对浓度 } f = \frac{C}{C_0} = \frac{184}{265} = 0.695$$

$$\text{相对体积 } m = \frac{V}{V_0} = \frac{9.2}{6.6} = 1.39$$

$$\therefore C = \frac{G}{V} = \frac{C_0 - N}{V_0 + W - M} \quad (1-6-21)$$

上式中 W 、 C 和 N 皆为变数，假设洗后浆料所带走的碱损失是与洗涤用水无关的固定值，则此例中的洗涤用水量与可利用黑液浓度之间有下列近似关系：

$$C = \frac{1750 - 54}{6.6 + W - 5.4} = \frac{1696}{1.2 + W} \quad (1-6-22)$$

表 1-6-2 为不同用水量与其他洗涤指标的关系：

表 1-6-2 各项洗涤指标之间的关系

洗涤用水量 W (米 ³ /吨)	可利用黑液 的浓度 C (克/升)	黑液的重度 (波美15°C)	可 利 用 黑 液 量 V (米 ³ /吨浆)	稀 释 因 子 (米 ³ /吨浆)	相 对 浓 度 f	相 对 体 积 m
5.2	265	16.3	6.4	-0.2	1.0	0.97
5.4	257	15.8	6.6	0.0	0.97	1.0
6.0	236	14.7	7.2	0.6	0.87	1.09
7.0	207	13.3	8.2	1.6	0.78	1.24
8.0	184	12.0	9.2	2.6	0.695	1.39
9.0	166	11.0	10.2	3.6	0.625	1.55
10.0	152	10.3	11.2	4.6	0.575	1.70
11.0	139	9.6	12.1	5.6	0.525	1.85

当用水量为 5.2 米³/吨时，理论上可获得从蒸煮锅放出黑液浓度相同的可利用黑液（相对浓度为 1）。事实上，由于碱损失很大，不可能达到，实际用水量不应小于 6.5~7 米³/吨。洗涤系统纤维流失约 0.1%，实际可忽略不计。

（五）压力洗浆机洗涤系统

压力洗浆机的洗涤作用原理与真空洗浆机基本相同，在洗鼓上浆层所受到的压差的形成则有所不同：在真空洗浆机的洗鼓上浆层受到吸滤，而在压力洗涤机的洗鼓上则浆层受到的是压滤。

国产压力洗浆机共有五种规格：洗鼓面积分别为 8 米²、15 米²、25 米²、35 米²、45 米²。压力洗浆机结构如图 1-6-11。洗鼓面积 45 米²的压力洗浆机，洗鼓直径为 3500 毫米，而宽 4100 毫米，洗鼓封闭在上下机壳构成的浆槽中。洗鼓由具有 $\phi 48$ 毫米孔眼的不锈钢板制成，外包滤网，洗鼓两端边缘焊有经过加工的不锈钢圈，使边缘形成倒角，与浆槽两壁上同样大小的不锈钢圈同心。洗鼓与浆槽槽壁间用粗尼龙绳密封，洗鼓的出浆一侧有密封辊，与固定在机壳上的胶带一起，将洗鼓分为压力区与卸料区。鼓风机将卸料区上部的热空气抽至压力区，形成约 1.52×10^4 牛顿/米² (1.5 米水柱) 的风压。浆料进入浆槽后，在进料侧受洗鼓内外液压差，在洗鼓表面过滤形成浆层，洗鼓旋转至脱离

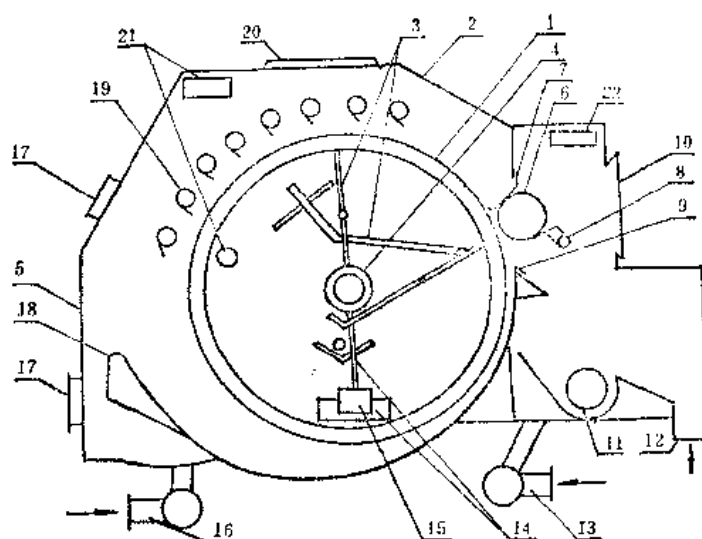


图 1-6-11 压力洗浆机简图

1—洗鼓 2—上壳 3—黑液盘和拉杆 4—轴和轴承 5—下壳 6—密封辊 7—胶带
8—刮刀和噴水管 9—刮刀 10—挂板 11—打散器 12—紙漿出口 13—黑液進口
14—黑液出口 15—平衡錘 16—紙漿進口 17—人孔 18—溜漿板 19—噴洗管 20—
檢修口 21—進風口 22—出風口

液面后，浆层受到压滤作用，进而受到喷淋液的洗涤、压滤，然后转入密封辊后，由于卸料区受鼓风机抽吸作用，洗鼓上的浆层脱离，进入卸料槽，完成单台压力洗浆机的洗涤。洗鼓内有一滤液盆，可收集喷淋洗涤后的较稀的废液，供逆流洗涤之用。压力洗浆机多台串联逆流洗涤的工艺流程如图 1-6-12。

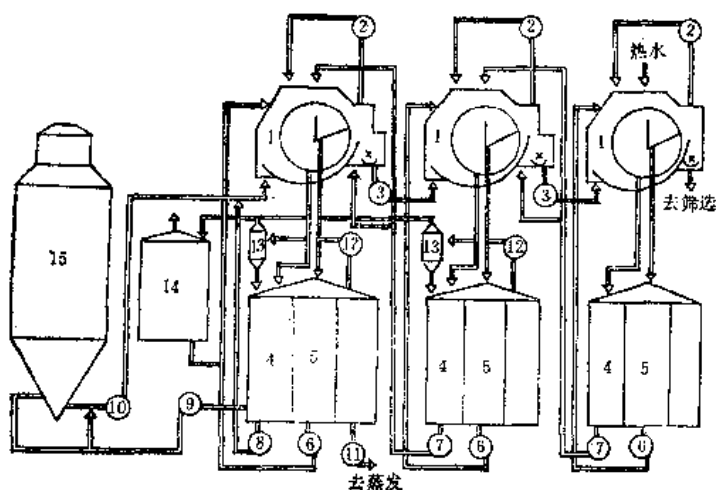


图 1-6-12 压力洗浆机生产流程

1—洗浆机 2—高压风机 3—浆泵 4—一、三、五段大黑液槽 5—二、四、六段小黑液槽 6、7、8、9—黑液泵 10—喷放锅抽液泵 11—黑液泵 12—泡沫风机 13—泡沫分离器 14—泡沫槽 15—喷放锅

保持压力洗浆机稳定运转必须注意下列几点：

(1) 稳定喷放锅的液位与浓度。

(2) 喷淋液应保持连续均匀，维持废液槽液位稳定。

(3) 保持一定的风压，定时清理风管，防止漏气。

(4) 洗水温度高有利洗涤，但高于 90℃ 会在洗浆机内产生大量蒸汽，不利于过滤，甚至会喷汽伤人。

压力洗浆机与真空洗浆机比较：

压力洗浆机一般进口浆浓 1~1.2%，出口浆浓 12% 左右，作用原理与真空洗浆机基本相同，其差别在于：

(1) 不需要真空系统，因而设备费低。

(2) 安装时，不需要一定的标高，因而建筑物及工艺设计上较灵活。

(3) 由于整个设备是密封的，操作条件较真空洗浆机好。

(4) 各段之间浆料的稀释混合较真空洗浆机均匀，流送良好。

(5) 对进浆量与浆料浓度的适应性较强，不易掉网，即使出现掉网和推浆现象也较易处理。

(6) 由于各台设备之间均需浆泵输送，产生风压亦需要鼓风机，所以电能消耗较大，设备密封要求也较严。

压力洗浆机与真空洗浆机一样，对滤水性较好的浆料，如木浆、芒杆浆，使用较成熟，洗涤效果较好。对于滤水性差的浆料如稻麦草则必须保证足够的滤鼓面积，选择适宜的浆层厚度。

国外，不同原料的碱法纸浆采用真空洗浆机洗浆时，单位面积产量参考数据如下：

硫酸盐木浆	6.5~7 吨绝干粗浆/ 米 ² ·24 小时
硫酸盐竹浆	3.0~3.5 吨绝干粗浆/ 米 ² ·24 小时
硫酸盐苇浆	3.0 吨绝干粗浆/米 ² ·24 小时
硫酸盐蔗渣浆	2.6~2.8 吨绝干粗浆/ 米 ² ·24 小时
碱法稻草漂白浆	1.5~2.0 吨绝干粗浆/ 米 ² ·24 小时
碱法麦草漂白浆	2~2.5 吨绝干粗浆/ 米 ² ·24 小时

(六) 连续扩散洗涤器

旧式的浆料洗涤设备除洗浆池、洗浆机外，就是间歇式的扩散洗涤器（或称置换洗涤器，浸出洗涤器）。由于洗涤时间长，逐渐为连续式洗涤设备所代替。

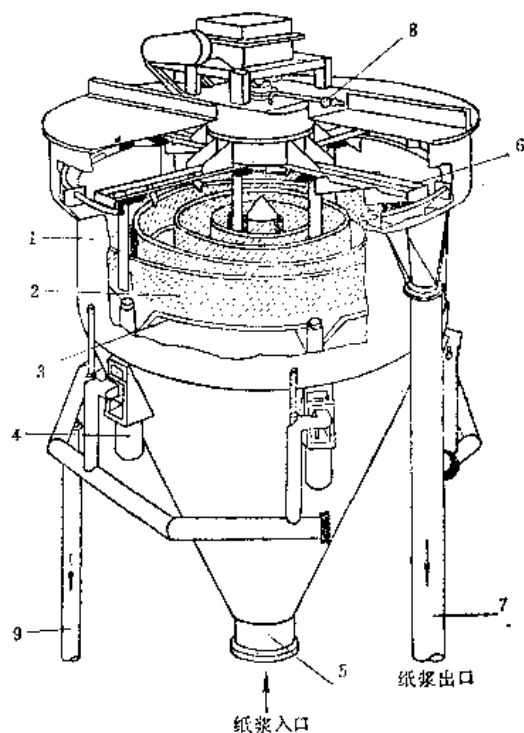


图 1-6-13 连续扩散洗涤器

1—外壳 2—筛环 3—径向排液管 4—水压缸 5—木洗浆入口 6—旋转轴 7—洗后浆出口 8—洗液入口 9—排液管

1960年,瑞典开始使用了连续扩散洗涤器,洗涤本色浆或漂白浆。

连续扩散洗涤器操作原理如图 1-6-13。纸浆进入锥形壳体后,分布于各筛环之间与筛环等速上升,洗涤液通过旋转臂上的喷嘴,分配在各筛环之间,使其稀释度相同,经置换的废液则进入筛环的夹层,由下部通入径向排液管,由内向外排出。筛环上升(全程约 15 厘米)约 5~7 分钟后,借水压缸的液压作用,瞬时下落,在此刻筛孔由于震动与液流作用,得到冲刷,防止堵塞。

连续扩散洗涤器的优点是:结构简单,体积小,操作简便,动力消耗小,封闭操作,没有泡沫问题。

(七) 蒸煮器内高温洗涤

在连续蒸煮器的发展过程中,研究了放料方法与纸浆强度质量的关系,于 1962 年提出了在蒸煮器内扩散洗涤的方法,即在连续蒸煮器的下部有一段浆料洗涤区,从底部送入稀的洗涤液,采用洗液径向置换循环法,将蒸煮器内的纸浆冷却至 100°C 以下,以减少纸浆喷放时的强度破坏。与此同时,纸浆达到一定的洗涤目的,因为此时洗液温度上升到 $120\sim 130^{\circ}\text{C}$,大大促进了扩散洗涤的效果。图 1-6-14 是国外连续蒸煮器内高温洗涤与器外扩散洗涤组合的流程图。

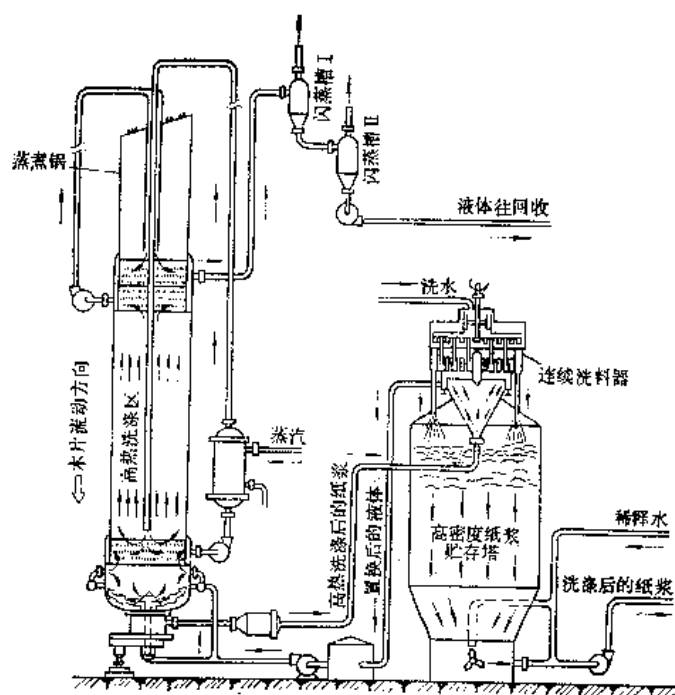


图 1-6-14 连续蒸煮器内洗涤与器外扩散洗涤流程

三、洗涤工艺流程讨论

蒸煮后浆料的洗涤,大中型厂都趋向使用多段逆流连续洗涤的工艺流程,有利于废液的回收利用,减少污染。

2~3 段螺旋挤浆机逆流串联洗涤,可以得到温度高、浓度大的废液,设备紧凑,投

资省，操作简便，没有泡沫影响洗涤的问题，稀释因子亦小，但不足之处是：提取率低，电耗高，废液中含纤维量高。

真空(或压力)洗浆机 3~5 段逆流洗涤流程由于设备进浆浓度低，各段之间有中间稀释搅拌，促进了扩散洗涤作用，故一般提取率较高，但稀释因子亦大，设备投资、建筑要求及操作技术要求均较高，一般多用于大、中型企业。

对于洗涤硬度较大或洗涤质量要求较高(如电气绝缘用浆)的纸浆，一般洗涤段数要多些，若能采用挤压洗涤与稀释过滤洗涤或扩散洗涤相结合的流程，则更能充分发挥各类洗涤设备的效能。例如，纸浆先经一段螺旋挤浆机提取浓废液，再经真空(或压力、或扩散洗涤)洗涤，既可得到高温高浓的废液，又有充分的扩散作用，可保证纸浆洗涤质量，不过这样的流程设备要复杂一些。

四、黑液的消泡

碱法针叶材浆的黑液含有皂化物，因此本色浆的洗涤系统容易产生大量的泡沫，不仅影响正常操作，降低洗涤质量，而且会带来碱的损失，纤维流失，增加成本，污染环境，值得注意。

(一) 泡沫形成的原因及性质

很多分子量较大的有机物质都具有较大的表面活性，及具有降低液体表面张力的能力，碱法制浆过程中，原料中的松香酸、脂肪酸、蜡等与碱作用生成皂化物(硫酸盐皂)，这些皂化物往往存在于黑液表面，即气-液相交界面上，而且表面层分子定向排列，即活性基团(如 $-\text{COOH}$)朝向液相，非活性基团朝向气相，形成一层薄膜，这层薄膜当受到进入黑液中的空气的混合作用时，就形成了泡沫。

聂伯宁(Н. Н. Непенин)指出，泡沫薄膜的强度不与其表面活性成正比，而与其本身的粘度成正比。碱法制浆中的树脂皂不但有较大的表面活性，而且有很大的粘度(90°C 时松香皂的粘度，大约为 20°C 时水的粘度的 200 倍)，因此，所形成的泡沫表面强度很高，稳定性大，本身自行破裂的时间约需 15~16 小时。

泡沫的组成各处不同，例如真空洗浆机前搅拌槽的泡沫约含有 6% 的液体、9.4% 的空气、3.02% 的碱，其他则大部分为皂化物。

(二) 黑液消泡的方法

由于泡沫的产生，一方面是由于黑液中存在表面活性物质，一方面是由于混入了空气的结果，因此，碱法浆洗涤特别注意液流的冲击，真空洗浆时注意真空度的稳定。一般消泡方法有：

(1) 静置消泡：例如采用较大体积的黑液槽，使液面上有一定空间使泡沫停留，自动破裂。黑液温度和 pH 值对消泡时间的影响是：

75°C	消泡时间 4 分钟
60°C	消泡时间 10~11 分钟
pH=11	消泡时间 15 分钟
pH=7	消泡时间 6 分钟

(2) 蒸汽消泡：一般用 $7.85 \sim 9.81 \times 10^5$ 牛顿/米² (8~10 公斤/厘米²) 的蒸汽喷射

泡沫,使温度提高后,液膜粘度下降,容易破裂,同时气体体积膨胀后,也易冲破气泡而排出。

(3) 机械消泡:机械消泡器是利用回转的多孔板的离心力,使泡沫与器壁碰撞而被击破,此设备结构简单,效率较高,使用的较多。

(4) 消泡剂消泡:消泡剂通常是不溶性物质,表面活性大而粘度表面张力小的液体,如煤油、松节油、有机硅,它能造成局部地区表面张力的不平衡,而产生机械振动,促使液膜的液体下流,使液膜减薄进而使气泡消失。使用这种方法消泡,消泡剂消耗大,使用过多造成浆中尘埃。煤油对胶辊有影响,不宜常用。

五、黑液的过滤

草浆纤维短,非纤维细胞多,洗涤过程纤维流失大,在黑液中含纤维多是造成黑液蒸发困难原因之一。例如,经双辊挤浆机提取的稻草浆黑液中,纤维及非纤维细胞含量达 10.8~23 克/升,因此黑液在蒸发前必须过滤,并回收纤维。黑液过滤器有定型的 ZNII 21 型产品,亦有工厂自制的,用过滤区长 2 米左右的 90 目小长网,可回收纤维 90% 以上。过滤后黑液含纤维约 1.0 克/升。

ZNII 21 型黑液过滤机是有效面积为 1.67 米^2 ,转鼓规格 $\phi 1000 \times 1000$ 毫米(上复 160 目/英寸不锈钢网)的圆网过滤机,过滤能力为每小时 20~80 米³。

第三节 纸浆的筛选和净化

前面我们已提到,无论化学浆或机械浆在制浆过程中都含有或多或少的混杂物、不溶性的杂质。例如,纤维性的杂质(木节、草节、生片、粗纤维束非纤维细胞等)及非纤维性杂质(碎石、沙砾、砖、铁屑、煤尘、树脂等)。必须根据原料情况及纸浆用途,分别予以清除,以保证纸浆质量。下面对分选原理、设备及影响因素、工艺流程等分别予以介绍。

一、筛选净化原理

纸浆中尽管存在着各种性质不同的不溶性的杂质,但分选这些杂质一般采用两种作用原理:一类是按其尺寸大小和形状与纤维不同,用过筛的方式进行分离,这个过程称为纸浆的筛选;另一类是按其杂质的比重较纤维大,用重力沉降或离心分离的方式进行的,称为净化。在实际生产过程中,往往是两种方式结合构成纸浆的筛选和净化的工艺流程。

(一) 筛选原理

纸浆在筛选过程中,是利用筛板的孔眼来控制使原浆中合格的部分通过,这部分称细浆(也夹杂有形状、尺寸比筛孔小的杂质)。不能通过的部分称为浆渣(其中也夹杂着少量合格纤维)。细浆通过筛板时需要一定的推动力,推动力主要依靠筛板两侧的浆流静压差和机械运动所造成的动压差。不同形式的推动力,就构成了各种不同结构的筛。以静压差为主来促使细浆通过的,有平筛、A 型筛。由动压差为主而使细浆通过筛板的有常

见的B型筛、C型筛，统称离心筛。不少筛的推动力既使用了静压差，也利用了动压差。

由于筛选是连续的过程，当细浆不断通过筛板时，必然有一部分不能通过的浆渣被筛板阻拦，因而造成通过的细浆浓度比原浆浓度降低。被阻拦的浆渣被浓缩，逐步形成一絮状的纤维层，并妨碍细浆的通过，严重时甚至筛眼堵塞，造成“糊网”现象。因此，不同结构形式的筛，都设计有使筛板两面产生压力脉动或机械振动的机构和适当的喷水方式，来稀释和破坏形成的纤维层，以保持筛板的畅通，这就构成了各种不同形式筛选机结构上的特点。例如，振动式平筛（或圆筛），是利用一定频率的振幅；旋翼筛和离心筛是利用旋翼或旋转的叶片，产生压力脉冲冲刷筛眼，使其保持筛板浆流的畅通，连续操作，同时依靠这种脉动来产生浆流通过筛孔的压差。

（二）净化原理

纸浆的净化一般指分离比纤维比重大的杂质，通常有两种方法：

（1）重力沉降：是最简单的方法，即以稀释的浆料（浓度0.35~0.7%）以一定的流速（12~11.5米/分）流动，较大的杂质借重力自然沉降在底部，定时清理。由于这种设备占地面积大、效率低，已为离心除渣器所代替。

（2）离心分离：如图1-6-15，稀释的浆料在一压力下沿切线方向进入一锥形圆筒，产生涡漩运动，由涡漩产生离心力。

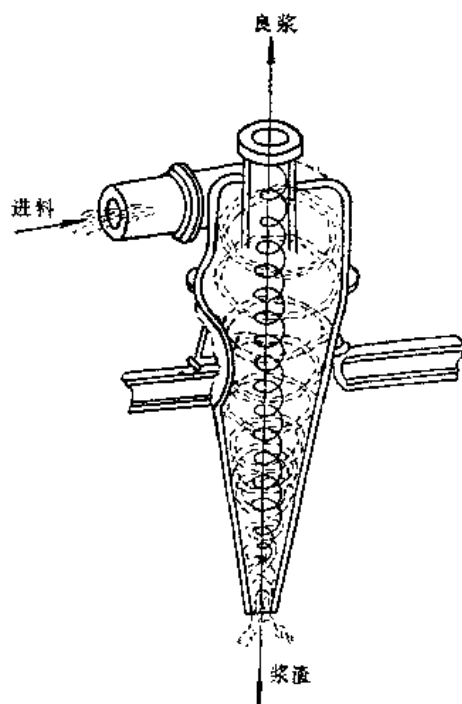


图 1-6-15 锥形涡漩除渣器原理图

$$\text{离心力 } F = \frac{GV^2}{gr} \quad (\text{公斤}) \quad (1-6-23)$$

式中 G ——物体的重量(公斤)；

V ——运动的圆周速度(米/秒)；

g ——重力加速度(9.81米/秒²)；

r ——物体涡漩的半径(米)。

由于杂质比重较大，受的离心力也较大，因而被抛向器壁，然后向下运动至排渣口排出，而锥形的轴向中心处，由于离心力作用形成“低压带”，在低压带的中心并形成一道空气柱，由于洁净的浆料所受离心力较小，在向下涡漩运动的过程中，逐渐移向低压带，并向上运动由洁净浆料出口处排出，向上运动的浆料也是成螺旋状运动的，形成内层涡漩区。涡漩运动虽然受到器壁的摩擦阻力和洁净浆料向低压带集中的影响，使涡漩运动的速度会逐渐减慢，但由于涡漩的半径也逐渐缩小，因此仍可保持足够的离心力分离杂质。

二、筛选设备和影响因素

(一) 粗选设备

振框式平筛主要用于纸浆的除节和粗选，除去较大的杂质，如木节、草节、生片及较大的砂、石、铁屑等。经粗选除去较大杂质，就可以保护以后工序的设备。振框式平筛结构如图 1-6-16。ZSK 2-3 型振框式平筛有筛选面积 0.24 米^2 、 0.9 米^2 、 1.8 米^2 三种，筛孔一般为 $\phi 3 \sim \phi 8$ 毫米，最大 $\phi 12$ 毫米，筛板下的挡板控制浆位高低，直接影响筛板上下压差，控制产质量。为了防止粗渣中带出合格纤维，在筛渣出口处装有喷水管。倘喷水的压力过大，角度过小，则使排渣困难，甚至有的杂质过筛，使细浆质量下降；若水压太低，则排渣量增加，纤维损失增加。一般操作条件为：

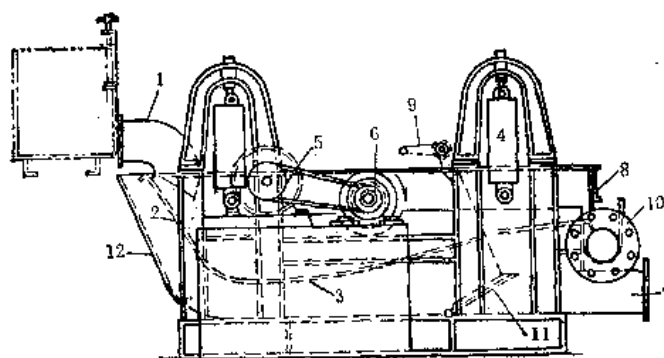


图 1-6-16 振框式平筛

1—纸浆入口 2—筛框 3—筛板 4—弹簧支架 5—振动转轴 6—电动机 7—细浆出口
8—筛渣槽 9—溢流板连杆控制装置 10—筛渣出口 11—溢流板 12—浆槽

振次 1410~1440 次/分

振幅 1.5~2 毫米

进浆浓度 1~1.5%

出浆浓度 0.8%

(二) 精选设备

经粗选除节后的纸浆，还不能符合质量要求，需要进一步筛选，则称为精选。下面介绍几种常见的筛：例如，A 型、B 型、GX 型筛、高频圆筛、跳筛等。A 型、B 型筛在一般老厂还有使用，今后不再生产，重点推广 GX 筛。高频圆筛国外使用多，国内暂时尚无定型产品。跳筛则主要用于草浆。

1. A 型筛

是属于一种圆筛，结构示意图如图 1-6-17，浆料经筛的入口 5 进入转子 3 和筛板 2 之间；良浆出口 6 与进浆入口 5 有一定的液位差，能通过筛板的浆料，在此液压的推动下通过筛板，从良浆口 6 排出，尾浆则由排渣口 7 排出。叶片的作用主要是在迴转时产生压力脉冲，使其筛板保持畅通，并推动浆渣朝出口方向移动。

A 型筛的特点：

(1) 进浆口和细浆、浆渣排出口均朝上方，借液位差调节筛选质量与产量。

(2) 筛选浓度低，为了保持一定液位，整个筛鼓内充满着浆，因而动力消耗大，而且转速慢。

(3) 稀释水分配不合理，转子短而且直径大，因此筛选效率低，尾浆量大。

2. B 型筛

属于离心筛的一种，纸浆呈螺旋状从筛的一端引入，分布在筛板与转子之间，转子上有叶片，借离心力使浆料中细浆部分通过筛板，并轴向推进浆料至另一端排出。按浆料在筛内的行程分成三段，分别由不同孔径（ $\phi 1.8$ 、 $\phi 1.6$ 、 $\phi 1.4$ 毫米）的筛板组成，筛

孔逐渐减小，原因是进浆前段浆的浓度低，良浆多，粗浆不易筛出，所以筛孔可以大些，以便提高生产能力，随着以后浆的浓度逐步提高，良浆逐步减少，粗浆有较多机会通过筛孔，因此筛孔应逐步减小，以保证细浆的质量。

B 型筛的特点：

(1) 进浆口附近有 8~9 片离心叶片帮助浆料呈环流分布。

(2) 筛板面积大，筛鼓长，浆料在筛中停留时间长，因此浆渣量少，浆渣中的好纤维量亦较 A 型筛少。

(3) 由于设备占地面积大，筛选效率与筛选能力仍不及 GX 型筛，因此处于被淘汰之中。

3. ZSL₁₋₄ 型离心筛(原名 GX 筛)

ZSL₁₋₄ 型离心筛是我国经长期生产实践总结，结合洋为中用而设计的一种高效能筛浆机，结构示意图如图 1-6-18。运转时浆料以一定进浆压头，从筛的一端进入后，随着叶片的旋转产生离心力，合格纤维通过筛孔，而筛板内的浆料同时还受到具有一定倾斜角的叶片给予的轴向推力，推向前进，因此浆料在筛内呈螺旋线运动，朝向筛的另一端排渣口前进。当叶片具有一定的转速时，浆料有可能在筛内形成一定的环流。并且利用叶片回转时产生的涡流，使筛板上形成的纤维层破坏。

ZSL₁₋₄ 型筛的特点：

(1) 筛板内有挡板，将筛分为两段，保证前段浆料能较好的形成环流，使尾浆与良浆分离得更好。

(2) 第一挡板上有一环形孔，进筛的浆料，有一部分通过环形孔进入第二筛区，作稀释用，这样可减少喷水量，使出浆浓度较高。

(3) 稀释水由转子两端的空心轴进入，其水量与水压可根据各筛区工艺条件调整分布。

(4) 稀释水沿着轴上平行的翅子，送到筛板表面附近，因此可以用少量水发挥有效

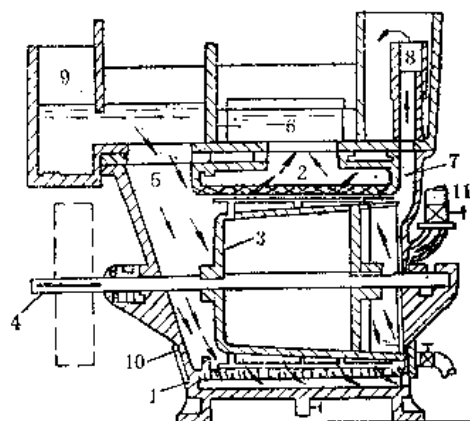


图 1-6-17 A 型筛浆机

1—外壳 2—筛板 3—转子(清扫装置) 4—轴 5—纸浆入口 6—良浆排出口 7—浆渣排出口 8—浆位控制器 9—浆流沟 10—除砂口 11—稀释水入口

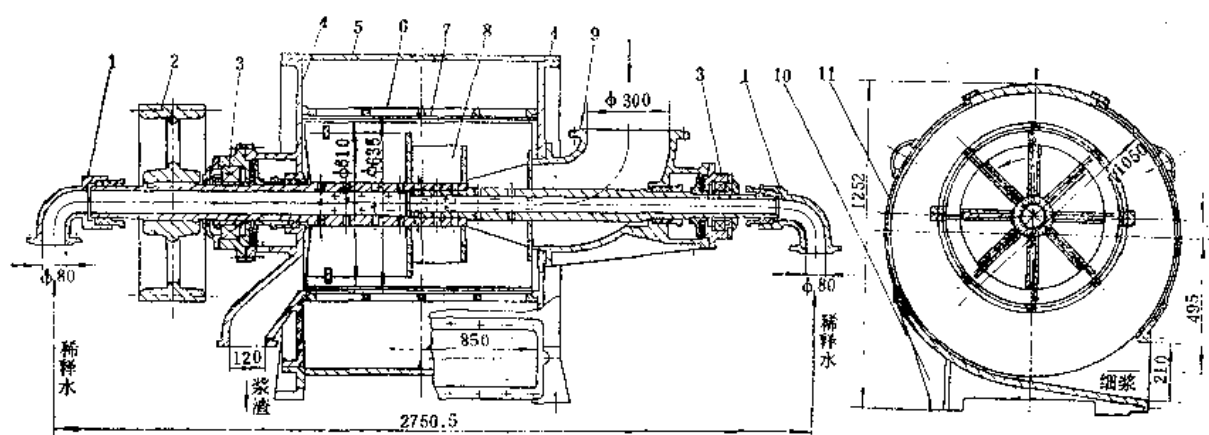


图 1-6-18 1.6 米²CX 型筛浆机简图

1—进水管 2—三角带轮 3—轴承 4—墙板 5—盖板 6—筛框 7—筛板 8—转子
9—进浆管 10—机座 11—外壳

的稀释作用。

(5) 转子直径小，转速较快，因此能形成一定厚度的环流浆层，有足够的离心力进行筛选。

以上几种筛的比较见表 1-6-3。

表 1-6-3 三种筛选设备的比较

名 称	单位筛板面积日产量 (吨浆/米 ² ·日)	单位日产量的电机容量 (千瓦/吨浆·日)	单位日产量的设备重量 (公斤/吨浆·日)
SLA 型 筛	9~10	0.7~1.1	50~80
SLB 型 筛	7~8	1.1~1.4	82~130
ZSL ₁₋₄ 筛	35~45	0.5~0.7	15~25

由表 1-6-3 看出，ZSL₁₋₄筛的优点是体积小，产量大，筛选浓度高，动力消耗小，筛选效率高，检修方便，已被推广采用。

某厂在维持一定产浆量和筛选效率的前提下，用一台 2.4 米²的 ZSL₁₋₄ 筛代替原流程中的两段 A 型筛，使原来电机容量由 300 千瓦下降到 150 千瓦（共两台机，其中一台备用），减少了一半。

4. 高频圆筛

高频圆筛结构示意图如图 1-6-19。浆料在筛板外部的浆槽 1 中，筛框 2 由中心框架 3 支持，框架与锥形管 4 连接，锥形管两端支承在有弹簧装置的轴承上，框架与锥形管组成一个油封小室，室内有转轴 5，轴上有偏重块，旋转轴通过万向联轴节由电机带动。而转子与锥形管则由另一电机带动，慢速旋转，因为转子与轴同心，故构成了有同步的振动。良浆穿过筛板进入筛框内由两端排出，筛板上形成的纤维层由振动破坏，筛板上附着的浆渣、杂质随转子转到上方时，由筛框内的固定水管喷洗排除。

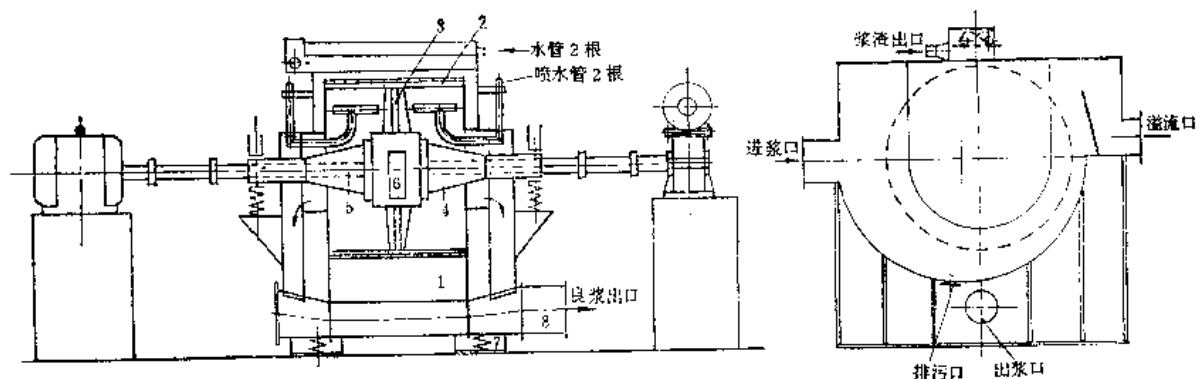


图 1-6-19 高频振动圆筛简图

1—浆槽 2—筛框 3—框架 4—锥形管 5—转轴 6—偏重轮 7—减振弹簧 8—软管接头

高频圆筛的特点：

- (1) 浆料由筛外向内流，属于内流筛。
- (2) 振动频率高，能在较大的浓度（1.2~1.5%）下筛选，多为长缝筛，作第二段筛选用。
- (3) 筛鼓内外要有一定的液位差，故筛框浸入浆槽的深度宜在直径的 4/5 处，能保证筛选的质量与产量。
- (4) 能够自动润滑，操作维护简单。但对设备基础要求高。

5. 旋翼筛（立式离心筛、压力筛）

现代筛选设备的发展是趋向封闭式，不与大气接触，以减少泡沫，这是当前增加白水再用中最重要的问题。并且以压力脉冲代替机械震动，使设备结构简化。

旋翼筛就是一种全封闭筛，整个筛框浸没入纸浆中，故筛板利用率较高，我国旋翼筛的定型产品是外流式单鼓旋翼筛，有三种规格。筛板内有两个旋翼，由电机带动旋转，借以产生压力脉冲，以冲洗筛板，保持筛孔的畅通。

旋翼筛在国外广泛用于磨木浆、化学浆及纸机前的筛选。而且型式有双鼓旋翼筛[图 1-6-20 (1)]、单鼓内流旋翼筛等多种型式。

旋翼筛工作时，浆料以一定的压力由切线方向进入筛框内，由于浆料进出口压差，使良浆通过筛孔，筛板上聚积的纤维层，则由流线型的旋翼在旋转过程形成的压力脉冲来冲刷。图 1-6-20 (2) 是旋翼工作原理图。按旋转方向，旋翼的前部分与筛板间隙很小迫使浆料压向筛板外，而旋翼的后部分由于间隙渐大，形成局部压力减小，筛板外侧的浆液则反向冲进筛框，使聚积的纤维层定时破坏，因此旋翼筛要保持高的筛选效率，其筛框的椭圆度（0.3~0.5 毫米以下）及旋翼与筛板的间隙（一般采用 0.75~1 毫米）控制很重要。

旋翼筛的特点：

- (1) 进浆浓度高（0.8~3.0%），生产能力大，运转可靠。
- (2) 不与空气混合，没有泡沫问题。
- (3) 可采用较其他离心筛较小的筛孔（ $\phi 1 \sim 2.4$ 毫米），并能有效的除去纤维束，筛

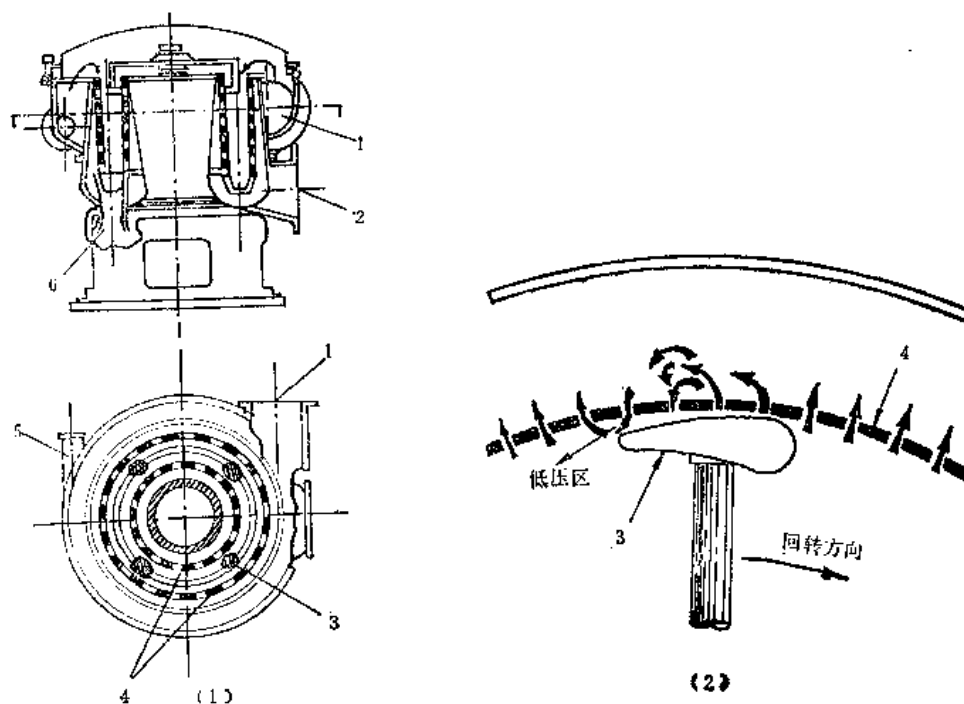


图 1-6-20 旋翼筛

(1)—双鼓旋翼筛简图

(2)—旋翼筛工作原理图

1—进浆口 2—良浆出口 3—旋翼 4—筛板 5—溢流浆口 6—排渣口

选效能高。

(4) 占地面积小，设备紧凑，因无震动，不需特殊基础。

6. 跳筛

草浆（特别是稻草浆）含有大量非纤维细胞（主要是表皮细胞与薄壁细胞），长度比纤维短，成片状，抄纸时无交织能力，影响浆料的滤水性及抄造性能。因此一般草浆在长网纸机上抄速较大的情况下，都在筛选流程中安设跳筛，根据纸的质量要求不同，除掉一部分非纤维细胞及细小纤维。

跳筛是一个在振框上铺以 40~50 目铜网的平筛，浆料从倾斜的筛网上流过，非纤维细胞则穿过筛网随白水排出。出口书写纸非纤维细胞除去率为 11~16%，打浆度一般比原来降低 30%。一般振次为 1440 次/分，振幅 3 毫米，进浆浓度 0.5% 左右。若浓度太大则效率低；浓度过低，则纤维流失大。一般多用于漂白稻草浆制文化用纸。

7. 箱形树脂分离器

经蒸煮后，残留在纸浆中的树脂，多保留在非纤维细胞及短小纤维中，若不预除去，则会在生产过程中游离出来，粘附在设备或容器上（例如浆池、打浆机、抄纸铜网、压榨辊、毛毯上），造成树脂障碍。因此在洗选工段，除加强洗涤外，必要时要在筛选过程分离掉细小纤维，以减少树脂障碍。

图 1-6-21 是箱形树脂分离器，具有两块 80 目的筛网，进入浆料以 0.8~1.0% 浓度， $4.91 \sim 5.89 \times 10^4$ 牛顿/米² (0.5~0.6 公斤/厘米²) 的压力，喷在网上，细小纤维通过网子排除。良浆浓度 1.6~2.2%，排渣口真空度 $1.013 \sim 30.39 \times 10^2$ 牛顿/米² (10~300

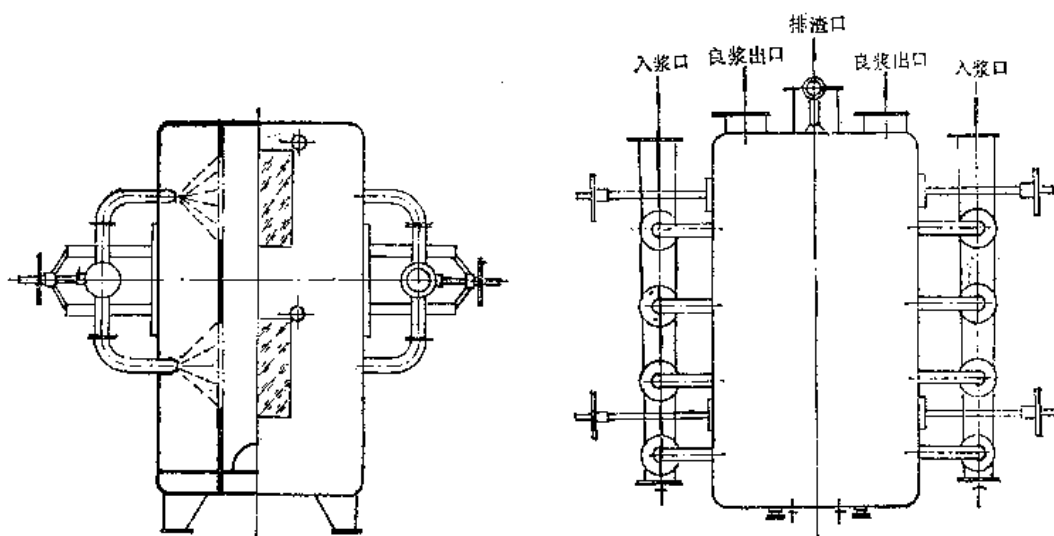


图 1-6-21 箱形树脂分离器

毫米水柱)。箱形树脂分离器，亦有用来作排除非纤维细胞用的，效果良好。

ZSM₁ 型振膜平筛，由 8~12 块筛板并列组成，浆料流经长缝筛板的上面，借进出口液位差控制产质量，由低频（600 次/分）的橡胶膜震动，破坏筛板上的纤维层，浆渣由喷水管喷走。过去曾多用于化学浆的尾筛，由于生产能力低、噪音大、占地面积也大，除长纤维浆料尚有个别采用外，一般多不使用。

（三）影响筛选的因素

纸浆筛选过程的产量、质量及消耗指标，将受设备方面和工艺操作条件方面的影响，影响因素很多，而且互相制约。当设备选型确定后，必须从实际出发严格控制操作管理，协调各影响因素之间的关系，才能充分发挥设备效能，取得满意结果。下面就其主要工艺因素讨论如下：

1. 转速

对离心筛浆机来说，转速是重要的因素。例如转速过低，离心力不足，则好纤维与杂质的分离作用小，细浆通过量少，产量低，筛板易堵，好纤维损失增加。若转速太大，则离心力过大，产量虽可提高，但浆渣强制通过的也多，筛选效率降低，动力消耗增加。适宜的转速应使筛内浆流的离心力造成环流分层，而且各部分筛负荷均匀。对滤水性差的浆料（例如草浆），转速应稍高一些。

2. 筛板的孔径（或缝宽）及间距

筛孔（或筛缝）大小直接控制通过的杂质的尺寸，因此孔径（或缝宽）的选择应根据浆料的种类、进浆量及浓度、杂质的形状大小、筛后浆料的用途来确定。一般孔径对长纤维的保留率较敏感，平均纤维长度较大的，取孔径较大（例如，平均纤维长度在 1 毫米以下的草类软浆，取 $\phi 1.0 \sim 1.2$ 毫米；纤维长度 2.5~3.0 毫米的取 $\phi 2.2 \sim 3.0$ 毫米），同时用喷水量及浆浓来控制杂质的通过。

孔距一般要求稍大于纤维平均长度，筛板的开孔率一般在 15~25%。孔距太大则产

量低，排渣量大，若开孔率太大使孔距小于平均纤维长度，则容易产生糊筛板现象。

3. 进浆浓度与进浆量

每一种型号的筛选设备都有其相应的最适宜的进浆浓度、进浆量和生产能力的范围，但在实际生产中，则进浆浓度往往有波动。当进浆浓度增加时，进浆量相应增大，良浆中杂质相对减少，排流量增加，纤维损失将会增多，因此进浆浓度过大时，则必须增加喷水量，否则容易出现“糊网”。在一定范围内增加进浆浓度，则生产能力增加，筛选效率提高。例如，ZSL₃型离心筛筛选稻麦草浆的试验数据如表 1-6-4 所示。

表 1-6-4 ZSL₃型离心筛进、出浆浓度与筛选效率的关系

筛 孔	进 浆 浓 度 (%)	出 浆 浓 度 (%)	筛 选 效 率 (%)
1.5 毫米	2.88	0.93	97.7
	3.07	1.57	98.2
	3.20	1.76	98.8

在一定范围内增加进浆浓度或进浆量，使单位产量的动力消耗也可下降。相反，当进浆浓度过低，则不仅筛选效率下降，动力消耗增加，生产能力也会下降。

4. 稀释水量

因为筛选过程良浆浓度低于进浆浓度，筛内的粗浆浓度增大，为了减少尾浆中纤维损失，分离其中的好纤维，必须有足够的稀释水量。若喷水过少，则粗渣易引起糊网和堵渣，影响正常操作；若喷水过多，则良浆浓度过低，质量下降，由于筛鼓内浆的浓度变化是由进浆口至排渣口逐渐增加，因此喷水量要有相应变化。

5. 浆料品种

不同种类的浆料，纤维长度与滤水性能不同，筛选效果亦有差别，生产过程中，往往由于蒸煮纸浆硬度不同，亦会影响筛选效率，因此必须考虑与此相关的操作条件的变化。

此外离心筛浆机的叶片倾角和进浆压力亦会影响筛选效率，例如叶片倾角小，浆料受轴向阻力，使其在筛内停留时间长，对进浆量与稀释水量的波动较为敏感。进浆压力大浆位高，则浆料在筛内停留时间短，排渣多，纤维损失亦高。

三、净化设备和影响净化的因素

(一) 除砂沟

是具有一定长度和宽度、底部略有倾斜(约 0.6~2%)的矩形断面浆道，浆料在其中流动，杂质借重力作用自然沉降，因此随浆料品种的不同，要求有一定的流速。流速过慢，纤维亦会沉降，流速过快，则易带走已沉降的泥砂等杂质。一般浆浓 0.5% 左右，流速每分钟 12~15 米。

除砂沟，结构简单，不费动力；但占地面积大，效率低，需经常清理，停机时间多，而且纤维损失大。除小厂尚有采用者外，已被除砂器所取代。

(二) 筒形除砂器(原名低压除砂器)

ZSG₁ 型筒形除砂器是一种低压离心除砂器，压差仅 2~2.5 米。某厂在磨木车间筛选前，使用两个 $\phi 700$ 毫米的低压除砂器，代替原四条 20 米长的除砂沟取得效果，不仅节约了占地面积，改进了车间的劳动条件，同时也减少了纤维流失。

(三) 锥形除渣器

锥形除渣器是广泛应用于浆料净化的设备。浆料由除渣器的上部以切线方向进入后，沿圆筒内壁产生涡漩运动，因克服浆料内部的摩擦力，离心力逐渐减小，故除渣器下部做成锥形以减小涡漩半径，增加离心力，保持对杂质有足够的分离作用。

各种规格锥形除渣器的生产能力与操作条件的关系见表 1-6-5。

表 1-6-5 各种型号锥形除渣器的能力 (吨/日)

型 式		*600	*605	*622	*623	*624
大 头 直 径 (毫米)		75	150	300	300	300
容 量 (升/分)		76	340	230	1890	3220
入 口 压 力 (公斤/厘米 ²)		2.8~3.3	3.2~3.7	3.5~4.0	3.5~4.0	3.5~4.0
出 口 压 力 (公斤/厘米 ²)		0~0.5	0~0.5	0~0.5	0~0.5	0~0.5
浓 度 (%)	0.10	0.12	0.5	1.3	3.0	5.1
	0.20	0.24	1.1	2.7	6.0	10.3
	0.25	0.30	1.4	3.3	7.5	12.9
	0.30	0.37	1.6	4.0	9.0	15.4
	0.35	0.43	1.9	4.6	10.5	18.0
	0.40	0.49	2.2	5.3	12.0	20.6
	0.45	0.55	2.5	6.0	13.5	23.1
	0.50	0.61	2.7	6.6	15.0	25.7
	0.55	0.67	3.0	7.3	16.5	28.2
	0.60	0.73	3.3	8.0	18.0	30.8
	0.65	0.79	3.5	8.6	19.5	33.4
	0.70	0.85	3.8	9.3	21.0	36.0
	0.80	0.97	4.4	10.6	24.0	41.1

锥形除渣器的材质有多种，大型号的除渣器可以用不锈钢制成，或者用普通钢板卷制，内衬以硬橡胶、聚乙烯塑料层。中小型号的，则外壳可以铸造，但加工困难，成本高，因此有用非金属材料，如酚醛树脂夹布层、丁腈橡胶、聚氯乙烯塑料、陶瓷、硬质玻璃等制造。无论用那种材质，内壁要求光滑、耐磨、耐腐蚀。我国普遍采用硬质玻璃除渣器效果良好，而且便宜，其缺点是容易破损。

除渣器的排渣口特别容易磨损，排渣口的尺寸随磨损而逐渐变大，相应地改变除渣器的生产能力和除渣效率，因此除渣器的下锥部均设计成易于拆卸、更换的结构。

除渣器的工艺性能是朝着除渣效率高、动力消耗低、浆渣堵塞次数少以及密封系统(防止空气吸入)方面发展，为了解决密封系统中多个并联的除渣器能共用一条带压的

浆渣管,以便使用简单的浆渣阀控制排渣。

现在瑞典出现一种锥形底部带G型浆渣室的塞勒科(Gelleco)锥形除渣器,如图1-6-22所示。图(2)中的核心板,是该设备的最关键的部件,用它可切断负压核心,消除共

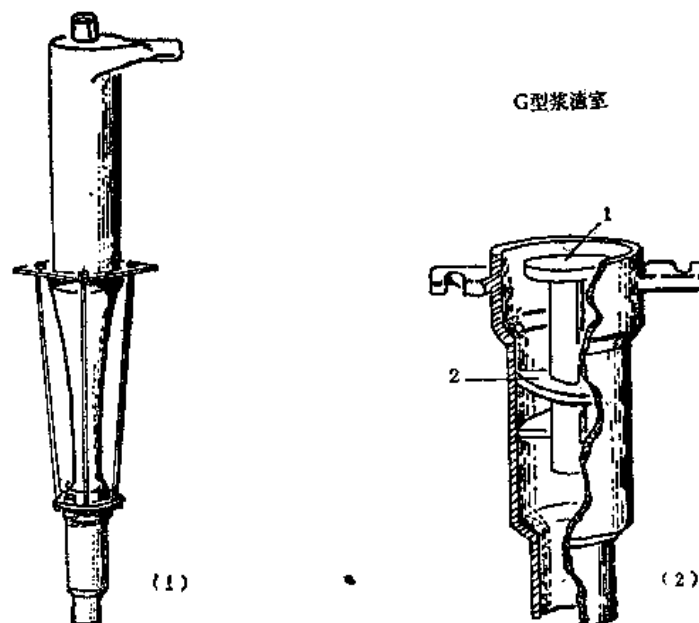


图 1-6-22 塞勒科除渣器及浆渣室
(1) 除渣器外形 (2) G型浆渣室: 1—核心板 2—螺旋导向

用浆管的回吸现象。2 是一个螺旋(固定的翼片),用以产生一个反向压力,其压力大小由除渣器中浆的旋转速度决定。如果某个除渣器位于靠近进浆泵,并比其他除渣器有较高的压力降时,这个除渣器也将产生一个相应的较高的反向压力,因此在联管中每个除渣器的压力降几乎相等。这种除渣器可以有较大的排渣口,这对于避免堵塞是很重要的。G型浆渣室很容易从除渣器上拆卸下来,每个G型浆渣室都配有一条透明软塑料管连接至共用的浆渣管上,便于观察运转情况。除渣系统如图1-6-23所示。

塞勒科 GRO 系统的优点是:

- (1) 浆渣排出口大,很少堵塞。
- (2) 浆渣量通过简单的阀门控制。
- (3) 密封系统不会引起空气吸入或溅喷。

(四) 影响净化的因素

1. 压力差

影响除渣器净化效率的主要因素是浆料进出口压力差,它是产生涡漩运动的推动力,也是使杂质分离的动力。如果压力差太大,消耗动力增加;若压差不足,则净化效率降低。

2. 进浆浓度

在压差一定的情况下,进浆浓度产生波动时,净化效率随进浆浓度增加而下降。如图1-6-24,当进浆浓度增加,排渣浓度也增加,纤维损失也随之增大,一般进浆浓度

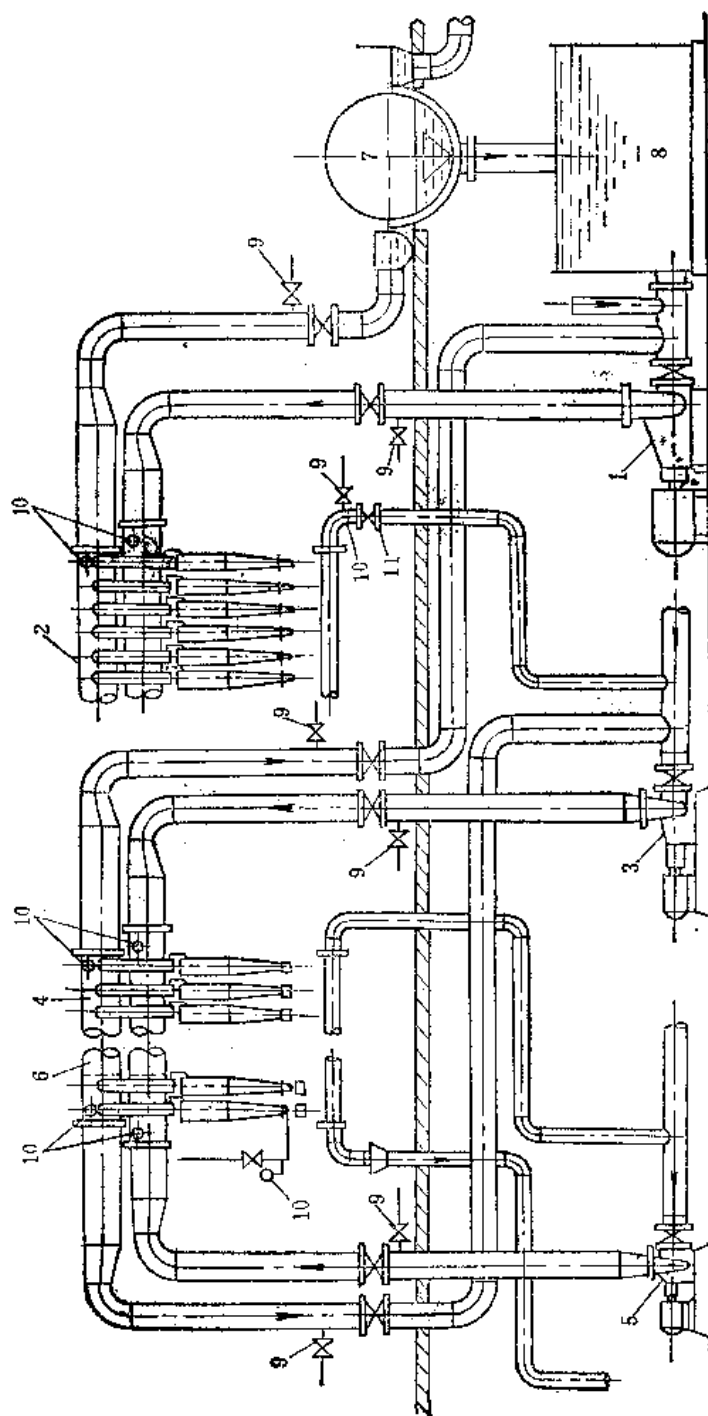


图 1-6-23 三段塞勒科(CRO)除渣系统

1—第一段给浆泵 2—装G型浆渣室的第一段 3—第二段给浆泵 4—第二段 5—第三
段给浆泵 6—用R II或S II型浆渣室的第三段 7—脱水机 8—白水池 9—取样阀
10—压力接头 11—浆渣控制阀

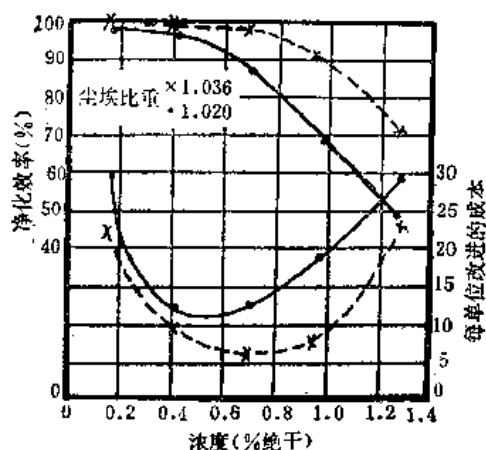


图 1-6-24 浆料浓度与净化效率的关系

一定型号的除渣器，其排渣口和锥角都有一定的规定数值。排渣口太小，除渣效率低，而且容易堵塞。排渣口大，虽可提高净化效率，但排渣量大，纤维损失多。因此除渣器在使用中如磨损很大，必须注意排渣口的尺寸变化，即时更换新的排渣口。

四、筛选净化流程的组合型式

不同型号的筛选和净化设备都有本身的特点和适宜的操作条件。生产中常根据产品质量、产量要求和消耗定额，以及操作管理上的方便，往往将多台设备组合使用，其组合方式有以下几种：

(一) 多段筛选(净化)

筛选(净化)过程的影响因素是多方面的，但就单台设备来说，排渣率是控制细浆质量和质量的重要因素。由于单台设备不可能使纤维与杂质 100% 的分离，因此通过筛板的细浆中仍含有一定的杂质，未通过筛板的粗渣中仍含有一定的纤维。如果以 α 表示细浆率，以 β 表示排渣率，为了提高细浆质量必然是提高排渣率，以便减少杂质通过筛板的机会，也就是增加排渣率 (β)，减少细浆率 (α)，这样就增加了纤维的损失。相反，若减少排渣率，增加细浆率，则降低细浆质量。为了达到既提高排渣率以保证一定的纸浆质量，又不增加纤维的损失，必须考虑多台设备串联的筛选流程。图 1-6-25 是多段筛选的流程，即第一台筛出来的粗浆送到第二台筛进一步筛选分离，这样就可以在排渣率较高的情况下，使纤维损失减少。

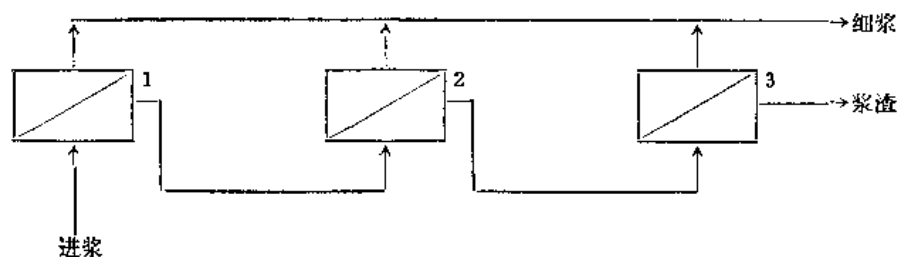


图 1-6-25 细浆合流的多段筛选流程

在 0.5% 左右。若进浆浓度太低，则设备生产能力下降，动力消耗增加，也是不经济的。

3. 通过量

每种型号的除渣器，都有一额定的生产能力，除渣系统中每段除渣器的个数，即依据每个除渣器的能力进行确定。在生产过程中，若单位时间的通过量低于额定的生产能力，可以减少除渣器的个数，或者采用细浆回流的方法，保证每个除渣器能在满载下运行。否则将影响除渣效率和纤维流失。

4. 排渣口

一般情况下，排渣率采用 10~30%，筛选段数采用 2~3 段筛选。若筛选（净化）分段太多，不仅使设备投资增加，而且动力消耗亦会随着增加，同时总筛选效率下降。所以当粗浆中杂质超过 80%，则不宜再筛。

多段筛选（净化）中，各段的筛选效率是依次下降的，若按图 1-6-25 多段筛选的流程采用细浆合流，则必然降低总筛选效率，使细浆质量下降。如果采用以下三种方式，则不致使细浆质量下降太多。如图 1-6-25 至图 1-6-28。

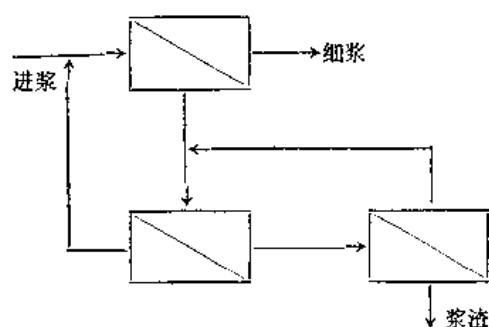


图 1-6-26 细浆回流的多段筛选流程

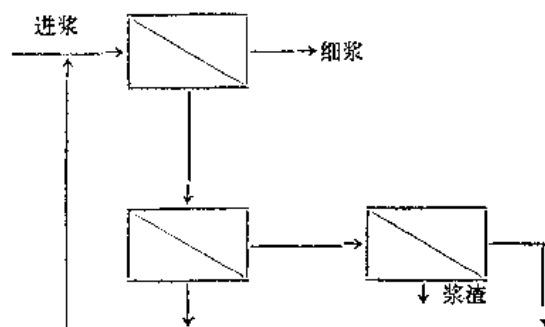


图 1-6-27 细浆部分循环的多段筛选流程

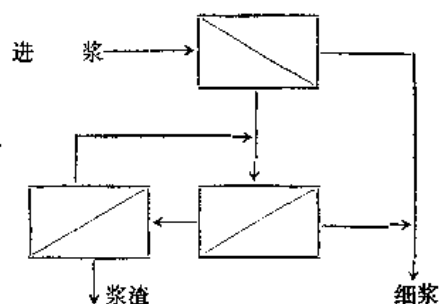


图 1-6-28 混合筛选流程

图 1-6-26 及图 1-6-27 的三段筛选流程，能避免由于第二段、第三段细浆的混入而使总筛选效率下降，但第一段筛的负荷增加。图 1-6-28 为混合的三段筛选流程，使质量相近的细浆合流使用，在满足纸浆质量的前提下不增加第一段的负荷，使各段筛的负荷比较均匀，兼有以上各流程的优点。

（二）多级筛选（净化）

筛选（净化）的分段是指的浆渣经多次筛选，以达到减少纤维损失。但它不能进一步提高细浆质量，若提高排渣率，降低细浆率也是有限的。多级筛选则不同，它是指细浆经多次筛选，可以进一步提高筛选效率，达到提高纸浆质量的目的。图 1-6-29 为二级筛选流程。



图 1-6-29 二级筛选流程示意图

多级筛选时, 筛选(净化)效率是随级数增加而提高, 因此无需降低细浆率来提高纸浆质量, 多级筛选的细浆率(α)与各级的细浆率(α_i)有关: $\alpha = \alpha_1 \times \alpha_2 \times \cdots \times \alpha_n (\alpha_i < 1)$

随着级数的增加, 设备投资会增加, 动力消耗增加, 同时细浆量减少, 粗浆量增加。所以多级筛选适于细浆质量要求较高的产品, 或者是产品品种较多的企业, 这样, 粗浆可用于较低级的产品。级数最多用 2~3 级。

(三) 多级多段筛选(净化)

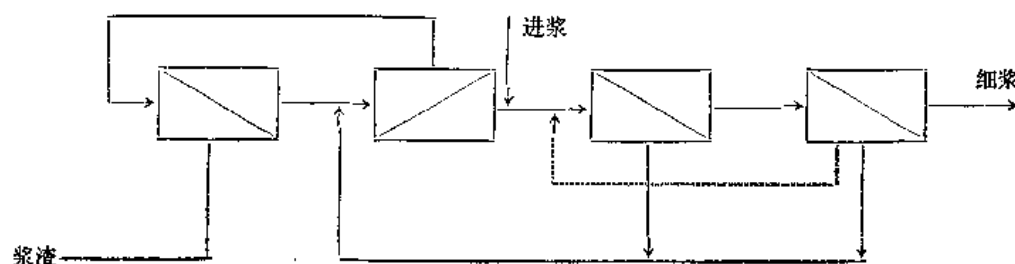


图 1-6-30 二级二段筛选流程

图 1-6-30 是二级二段筛选流程, 它综合了多段筛选与多级筛选流程的优点, 克服两者缺点, 适宜产品质量要求较高而纤维损失要求小的纸浆筛选。

表 1-6-6 是按二级四段流程的不同组合所得的计算数据, 四段的粗渣率分别假定为 10%、15%、20%、25%, 杂质除去率 1 级和 2 级假定为 95% 与 75%, 及 75% 与

表 1-6-6 二级四段筛选效益计算比较

各 段 筛 选 的 级 数				纤维损失率 (%)	杂质除去率 (%)	输送费用
1 段	2 段	3 段	4 段			
1	—	—	—	10	90	62
1	1	—	—	1.64	88.9	75
1	1	1	—	0.38	88.9	85
1	1	1	1	0.11	88.9	95
2	1	—	—	1.82	97.0	135
2	1	1	—	1.46	97.0	145
2	1	1	1	0.13	97.0	155
1	—	—	—	10	75	62
1	1	—	—	1.64	68.6	75
1	1	1	—	1.38	67.5	85
1	1	1	1	0.11	66.0	95
2	1	—	—	1.82	84.3	135
2	1	1	—	1.46	83.8	145
2	1	1	1	0.13	83.4	155
1	—	—	—	10	75	62
1	2	—	—	1.87	71.8	90
1	2	1	—	0.44	71.6	100
1	2	1	1	0.13	71.2	110
2	2	—	—	2.18	86.2	150
2	2	1	—	0.55	86.1	165
2	2	1	1	0.16	86.0	170

60%。

由表 1-6-6 可以看出尽管段数增加，而筛选效率却无变化，只是纤维损失率减少。当级数增加时，筛选效率大大提高，但另一方面却使单位产品的流送费用大大增加。

(四) 筛选与净化设备的组合

前面讨论的组合型式是基于同一类型的设备的组合，而实际上，因浆料的杂质是多种多样的，一般在流程中都采用了不同类型设备的组合。例如，不同筛孔的组合：长缝筛有利于除去圆形杂质；圆孔筛有利于除细长的杂质。再如筛浆机与除渣器的组合，不仅可以除去形状不同的杂质，对于形状小但比重较大的杂质也可以除去。

五、几种纸浆筛选流程

纸浆的筛选(净化)流程选得好，就可以在纤维损失比较少少的情况下提高纸浆的质量，降低漂白药品的消耗。选择筛选流程，必须首先从纸浆的品种、用途及质量要求出发来考虑，要求达到占地面积少、动力消耗小、操作管理方便，纤维损失小而筛选效率高的目的。对于生产规模大而产品品种多的企业，应做到纸浆分级使用。随着高效能筛选设备的出现，流程日趋简化，现介绍几种纸浆筛选流程如下：

(一) 磨木浆筛选流程

1. 磨木浆作新闻纸及印刷纸用的流程

流程中采用了浆渣再磨的筛选流程(图 1-6-31)。

图例：

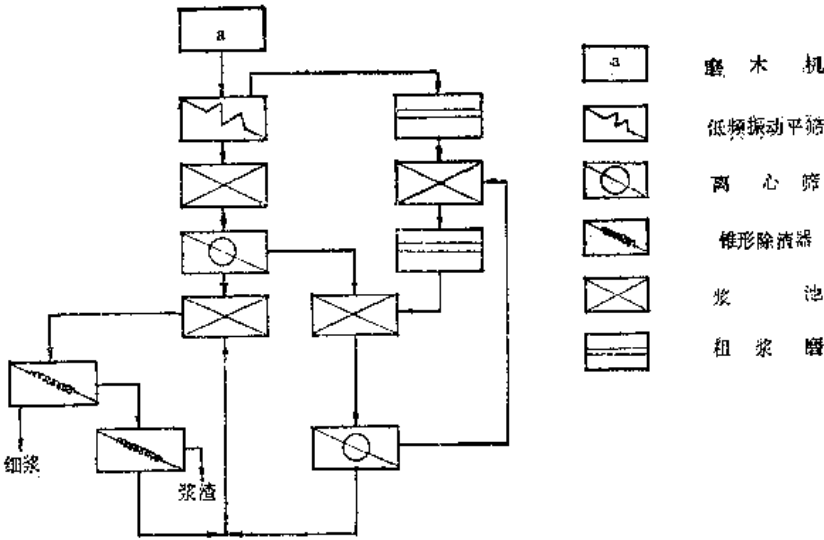


图1-6-31 新闻纸及印刷纸用的磨木浆筛选流程

2. 磨木浆作中级文化用纸筛选流程

如图 1-6-32 所示，它采用了两级精选及细浆部分循环的组合方式，可以使自粗选出来的浆中的碎片由 5.5% 降至 0.5%，而长纤维的得率在 98% 以上。

(二) 碱法稻草本色浆筛选流程

稻草浆纤维短小，非纤维细胞多，夹杂泥沙多，滤水性差。图 1-6-33 是用来生

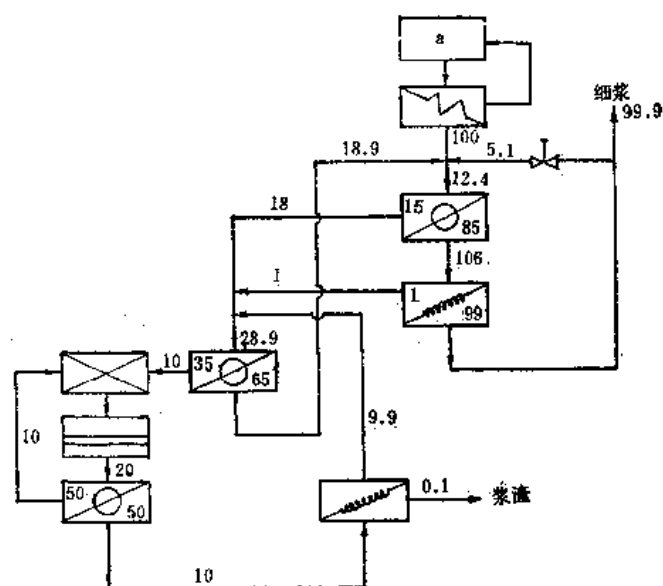


图 1-6-32 作中级文化用纸的磨木浆筛选流程(图中平衡数字是 100 吨/日绝干浆的比例数)

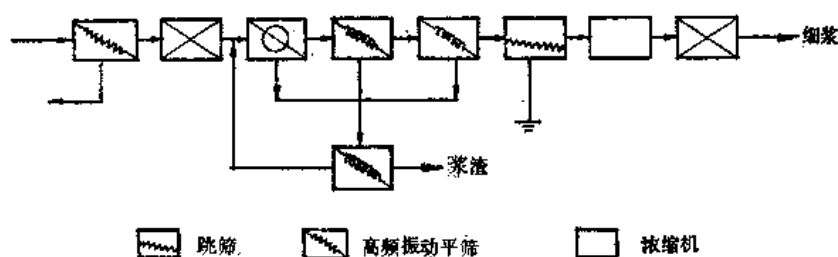


图 1-6-33 稻麦草浆筛选流程

产文化用纸的稻草浆(高锰酸钾值 12~14)及麦草浆(高锰酸钾值 14~16)的混合浆筛选流程。

混合稻麦草浆筛选时，离心筛排渣浓度由 1.1% 提高到 1.73% 时，筛选效率提高 1.1%，排渣量可由筛内喷水压力控制，水压增加，就阻止浆渣的排出，筛选效率也相应下降。在大型厂一般采用尾筛(二段筛)来回收浆渣中的纤维。但日产 50 吨以下的浆厂采用尾筛则不经济，宜用尾浆抄包装纸或卫生纸，对于筛选质量要求不太高的普通文化用纸，排渣量应尽可能减少。

上述流程中使用了跳筛除杂细胞,可使纸浆的滤水性能、抄造性能有一定的改善,某些糖厂的造纸车间,使用曲筛除去非纤维细胞也收到一定效果。

六、浆渣的处理

纸浆筛选过程中(粗选及精选)分离出木条、生片及粗纤维束等,这些筛渣的数量随制浆方法和纸浆品种质量的不同而变化,一般占3~10%,对于高得率化学浆来说则更高。为了节约纤维原料,降低成本,必须合理的处理使用,其方法有:

(一) 粗选后的粗纤维束、生片进行回煮

例如，酸法制浆产生的生片往往是由于渗透不均，或树脂含量高的心材、树节部分的木素产生严重的缩合，不能用酸煮使其溶解出来，但可以继续用碱煮的方法成浆；而碱法浆产生的粗渣、生片，多由于蒸煮不均匀产生的，可再进行回煮；磨木浆的粗条亦可送回磨木机再磨，这样既利用了纤维又可节约设备。

(二) 精选后的浆渣再磨

对于机械浆的浆渣，及制一般印刷纸用浆的浆渣，经再磨后可以回用，但对于白度要求较高的浆，这样回用会产生漂白困难。对于多产品的工厂来说，浆渣再磨后，应分级使用。

(三) 粗选后的浆料采用“先磨后筛选”

化学浆的生产现普遍趋向于煮硬浆，而接近纤维分离点的粗渣率变化很大，大量的浆渣，送去精选，既增加筛的负荷，又影响筛选效率下降，因此采用“先磨后筛选”的工艺流程。此处的“磨”主要起疏解作用，这样既可以发挥筛的效率，又可节约浆料输送的动力费用。

(四) 粗渣再磨的常用设备有以下几种：

1. 立式磨节机

一般磨浆浓度 $\geq 5\%$ ，磨盘直径 $\phi 300$ 的生产能力，每天可处理5吨绝干浆。

2. 盘磨机

目前国外趋向采用盘磨机来磨碎磨木浆的浆渣，以及精选后的浆渣，在这方面盘磨机能充分利用磨木浆浆渣的有价值的内在性质。

我国某些草浆厂，采用“先磨后选”的流程时，亦采用 $\phi 400$ 盘磨机控制一定的磨盘距离作轻度疏解用。

利用盘磨处理粗渣纤维，不仅仅是简单的使粗渣变小，而是着眼提高粗纤维及浆渣的质量。其途径是，提高盘磨的转速，及提高磨碎的浆浓，首先将粗渣浓缩至10~15%或30%的浓度再磨。高浓再磨不仅能增加纤维摩擦，使其细纤维化，而且可以相对降低能量的消耗。在设备方面则不仅考虑磨盘的磨纹，而且重视磨盘的纵向剖面，及浆料在盘面停留的时间。

粗渣的浓缩，现在发展了一种离心浓缩机，结构示意图如图1-6-34，它具有带孔(或长缝)的滤板，可以滤出小纤维，使其不再进入再磨机。

滤出小纤维后的浆料，在滤板上形成浆层，经带弹簧的压辊压干，再经剥浆辊剥至输送螺旋，将浓缩至8~12%的浆料，送入喂料系统，通过计量螺旋，控制均匀喂料，这是确保再磨质量的重要因素。

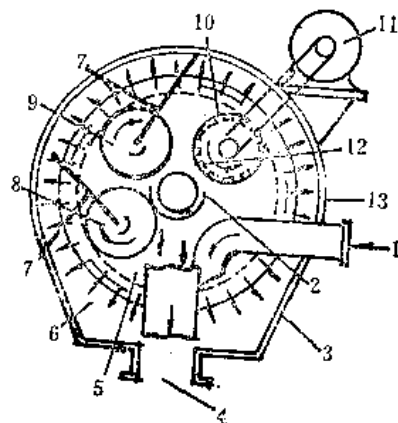


图 1-6-34 离心浓缩机

1—浆料进口 2—螺旋输送机 3—回转筛
4—白水出口 5—浆层 6—废水 7—弹簧压力器
8—第一压辊 9—第二压辊 10—剥浆辊
11—传动装置 12—排浆器 13—外壳

瑞典某厂在浓度为 25% 下, 采用盘磨机, 再磨木片磨木浆的浆渣的数据如下(进浆的游离度为 550 毫升, 其纤维束含量 15~20%),

游离度 (G.S.F)	105	85	77
耐破因子 (Tappi)	23	24	24
裂断长 (米)	4340	4380	4810
撕裂因子	73	68	63
纤维束 (%)	—	—	0.98

第四节 纸浆的浓缩与贮存

一、纸浆的浓缩

纸浆经过精选后, 浓度约在 0.3~0.6%, 如果将这样的低浓度纸浆送入浆池贮存, 不仅贮存池容积大, 占地面积多, 而且浆料输送、搅拌的动力费用大。因此, 一般要求先浓缩至 3% 以上。

漂白和筛选工序中往往也要求浆料在一定浓度下进行, 例如, 高浓漂白要求 30% 浓度。纸浆的浓缩往往与洗涤操作结合在一起, 例如, 纸浆漂白前后的洗涤与浓缩, 既是浓缩脱水过程, 也是浆料洗涤过程。中小型纸厂亦有利用侧压浓缩机进行浆料洗涤, 以补充浆池洗涤不足的情况。

纸浆浓缩至 3~20% 的范围时, 一般采用过滤脱水作用原理的设备, 若浓度范围要在 15~40%, 则多用挤压设备。现将常用浓缩设备介绍如下:

(1) 圆网浓缩机: 主要利用网笼内外液位差进行脱水, 结构简单, 一般工厂可以自制。ZNW 型圆网浓缩机有四种规格 (生产能力分别为 4、7、10、40 吨/日)。

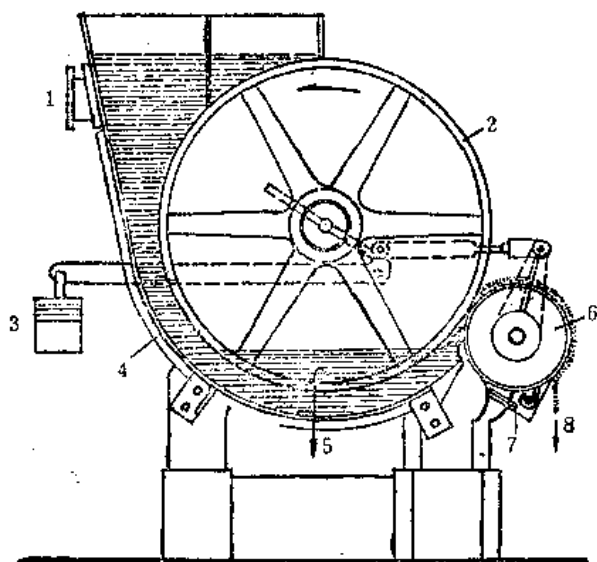


图 1-6-35 侧压浓缩机

1—进浆口 2—网笼 3—压轮 4—浆槽 5—排水口 6—压辊 7—刮刀 8—浓缩后浆料

圆网浓缩机主要由网笼与网槽组成, 网笼上有 8~12 目的底网, 表面上包复着 40~65 目的铜网或塑料网, 网笼内外有水位差, 白水穿过网眼排出, 纤维附在网笼表面, 随网笼转出浆面时, 被喷水冲至排出口, 再落入浆池。进浓缩机的浆浓 0.4~0.5%, 浓缩后浆浓可在 4~5% 左右。

也有由几个网笼串联组成的多鼓浓缩机, 它的特点是适应浓度更低的浆料 (或白水), 进浆浓度可在 0.2%, 浆料不在网笼上形成滤层, 而是借网上螺旋 (由尼龙绳或胶管做成) 将浆料带上网鼓, 由重力脱水浓缩再落入第二个网槽, 逐个增浓, 最后可达 3~4%。

(2) 侧压浓缩机: ZNG 型侧压式浓缩机结构示意图如图 1-6-35 所示。作用原理与圆

网浓缩机相同，其结构特点是为了提高网笼内外水位差使网笼偏向浆槽的进浆一侧，形成高的浆位，而在网槽另一侧的低液位处设有胶皮压辊，用以封闭网笼与网槽之间隙。浆料上网后形成的滤层，转到胶皮辊上后由刮刀刮下。胶皮压辊有杠杆，调节压辊的线压力，以控制浆的出口浓度，一般进浆浓度2%左右，浆料出口浓度达7~14%，生产能力较大。

(3) 真空浓缩机：真空浓缩机与前述真空洗浆机的工作原理和结构相同。与侧压浓缩机比较，由于浆层受真空的吸滤作用，因此浓缩作用较大，出口浆浓可达到12~14%。

(4) 落差式浓缩机（亦称为短管式浓缩机）：落差式浓缩机结构示意图如图1-6-36，工作原理与真空浓缩机相似。转鼓与真空浓缩机一样分为许多互不相通的小格，每格都与自己的虹吸短管相通，当转鼓进入浆位液面以下时，由于液压作用，使白水穿过网孔进入短管内，并逐步排除管内空气，至完全充满水为止，而纤维则上网形成滤层。当网鼓转到高于鼓内水位之后，该处的短管开始排水，由水位落差产生虹吸作用，使滤层进一步受到抽吸滤干，直到排液短管下部管口离开鼓内液面时，真空消失，浆层剥离。

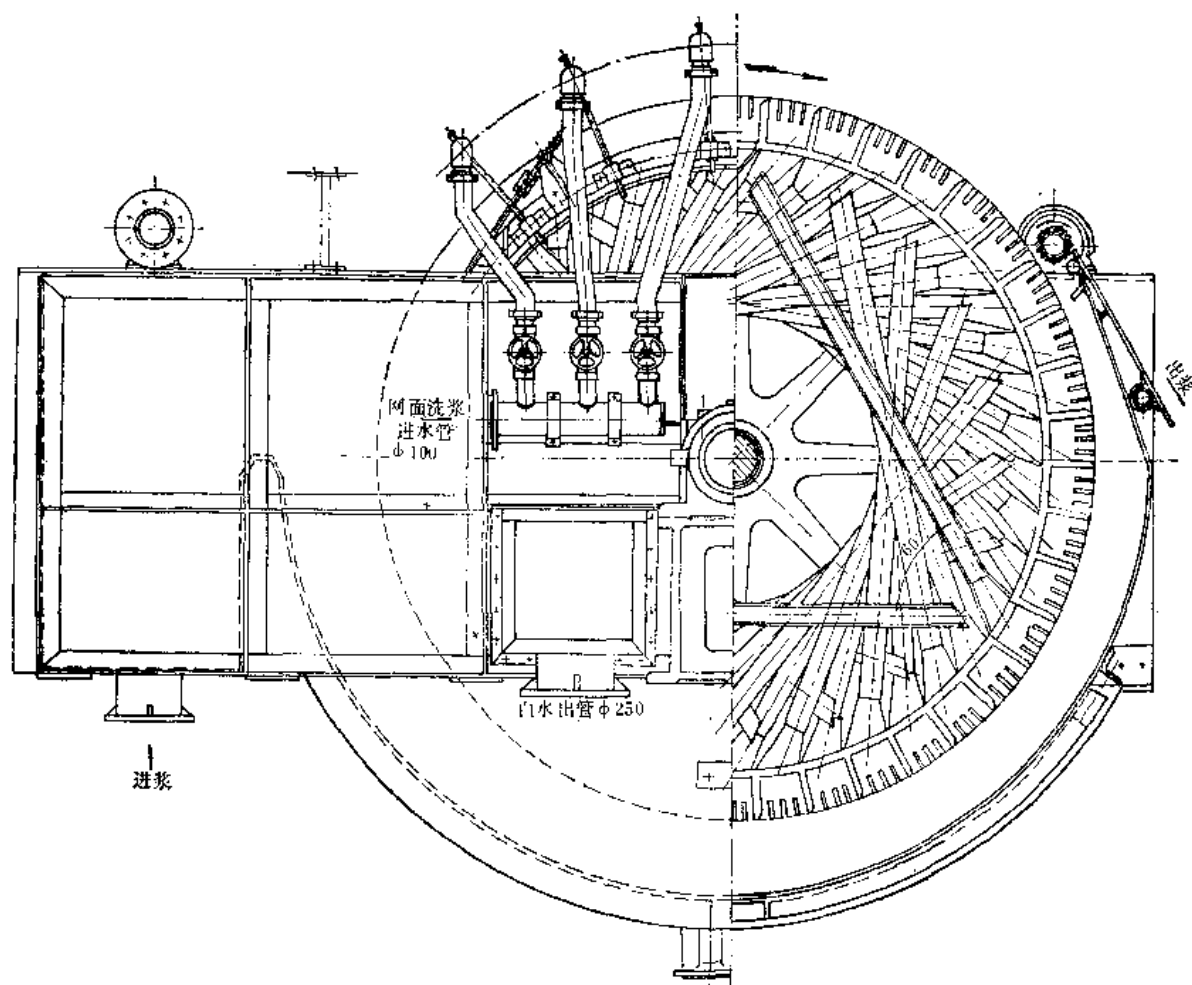


图 1-6-36 落差式浓缩机（侧视图）

短管浓缩机与真空浓缩机不同之处，在于不需要高位安装，亦不需要真空系统。短管浓缩机为了获得较高的真空度，网鼓必须具有足够的直径，使短管具有一定的长度。短管浓缩机的浓缩能力介于真空浓缩机与圆网浓缩机之间，网鼓规格 $\phi 1750 \times 2170$ 毫米，当进浆浓度 1~3% 时，出浆浓度 7~8%，生产能力 60~65 吨风干浆/24 小时。

图 1-6-37 为桑达 MFA 型无分配头的纸浆浓缩机，进口浓度 0.2~1.5%，出口浓度 20%。

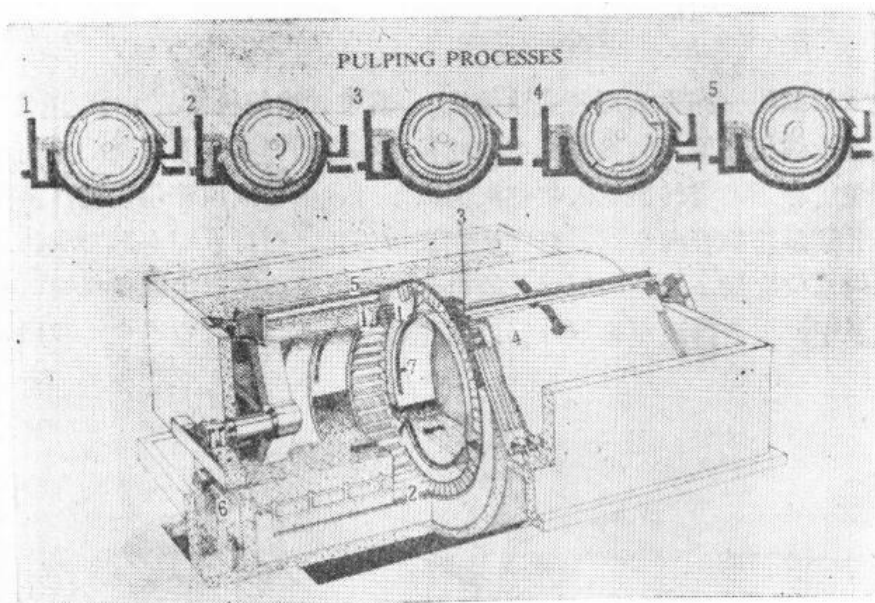


图 1-6-37 桑达 MFA 型无分配头纸浆浓缩机
1—真空沟 2—吸入室 3—剥浆辊 4—浆幅 5—纸浆入口 6—白水出口 7—排气管

落差式浓缩机与瑞典的桑达 MFA 型浓缩机的特点是：

- ① 设计简单而结实，维修量小，真空部分没有易于损耗的密封面。
- ② 脱水机位置可以在任何标高，不必考虑水腿高度。
- ③ 浆层自动剥离，不需另外装置。
- ④ 动力消耗低。
- ⑤ 由于逐步增加真空度，纤维损失特别低。

(5) CPA 型挤浆机：图 1-6-38 为 CPA 型挤浆机。它主要由两个不同圆心的圆筒所组成。挤浆机的端壁用带空气调节的可膨胀的密封圆环密封。内筒置于槽端壁的托架上，表面有带孔钢板包覆。外筒用孔板衬在里面，不需支架，而是由一个外部支撑辊 9 和内筒支撑的。

操作时进浆浓度 1~3%，泵送至圆筒之间的空间，浆位由浆位箱调整，浆料立即在两个筒面上脱水并形成浆层，内筒被转动向上到夹缝处，外筒依靠和内筒之间的摩擦力而拖动，在夹缝处浆层进一步挤压，然后浆料被刮刀自圆筒表面剥离，落到螺旋输送机，经打散并运出挤浆机外。出浆浓度达 35%。主要用于纸浆或浆渣的脱水。CPA 型挤浆机其特点是：结构简单，而且紧凑，生产能力高。

以上介绍的各种浓缩机，其生产能力除与设备、工艺条件有关外，并与纸浆的滤水

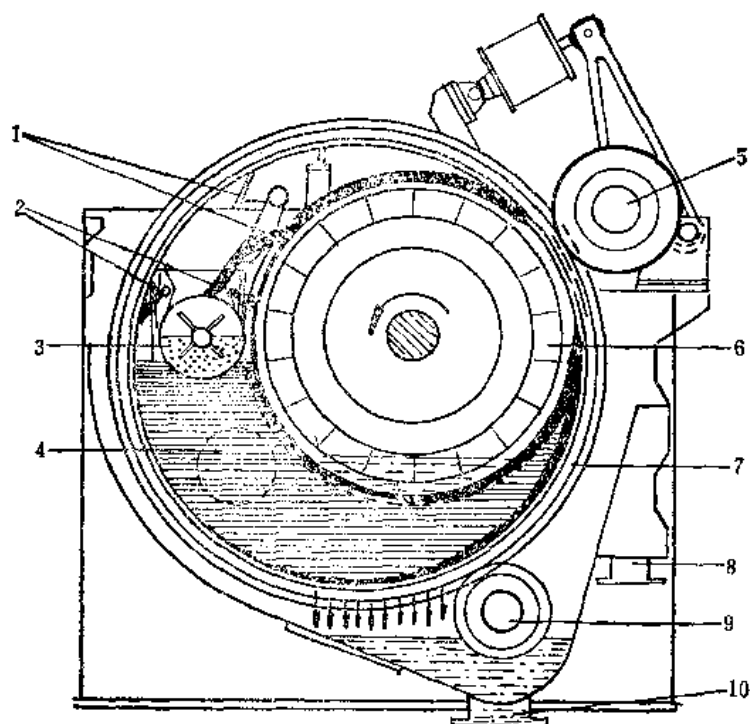


图 1-6-28 CPA 型挤浆机原理图
1—刮刀 2—喷水管 3—螺旋输送机 4—浆料入口 5—压辊 6—内筒 7—外筒
8—溢流管 9—支撑辊 10—滤液出口

性能有关。一般圆网浓缩机，用于化学浆的脱水能力为磨木浆的 2~3 倍；浓缩漂白浆的生产能力比未漂浆的少 15~20%。

二、纸浆的贮存

纸浆的贮存是保证连续性生产的重要一环，它能对纸浆在数量与质量上的波动给予调节。例如，它可以起到调节浓度、缓冲前后工序的生产以及稳定质量等作用。在制浆造纸厂，很多工序前后都设有浆料的贮存池(或塔)。

(一) 卧式贮浆池

卧式贮浆池是目前广泛使用的一种贮浆设备，一般采用钢筋混凝土结构。对于要求不高的浆料品种(如纸板、包装纸用浆)，池内壁用水泥灰浆抹平即可。但生产较高级的纸浆品种时，池内壁要用水磨石或铺设瓷砖，保持池面光滑不挂浆。池中间有隔墙构成浆料循环的沟道，沟道底部及转弯处都做成圆角，以保持浆流顺畅，不停浆。池底有 2.6~4% 的坡度，装配的循环推进器把浆池最低点的浆料吸至最高点，然后又顺坡度而下的进行循环。在池的最低处设有排浆口及排污口，以保持排浆干净和便于清洗。浆池浓度一般 3.5~4% 以下。

(1) 浆池的容积：贮浆池容积一般视工厂设备能力平衡、检修制度及生产稳定性等具体情况而定，一般以贮存 3 小时的浆量。总的贮浆量确定后，每个浆池的容积则根据

生产工艺的需要及车间布置的可能性,可以采用单个或多个组成不同排列方式的浆池。

(2) 浆池的几何尺寸:浆池几何尺寸对浆料的循环混合有很大关系。一般沟道的宽度可取池长的 $1/5 \sim 1/6$,不能小于池长的 $1/9$,沟深取沟宽的 1.3 倍。对于三沟道的浆池,中间沟道的宽度和分流沟道相同时(即三条沟道相等),浆料的混合情况最好,均匀度高;当中间沟道为两条分流沟道的 0.75 倍时,浆料的循环情况最好。

浆池的外形尺寸与工艺布置也有一定关系,池长:由 6~18 米,共分 13 级,每级一米。池宽:根据推进器形式,并考虑工艺布置的需要和土建厂房 6 米跨距的要求,除容积 50 立方米以下的小浆池外,一般池宽用 5.4 米(多层厂房可考虑用 3.6 米及 4.0 米宽),亦可用 2×2.7 米宽度的两只并联的小浆池,共用中间池壁墙。池高在单层厂房时,可根据工艺需要选用。在多层厂房内,需考虑浆池面与楼板底净空高度,要满足土建施工及工艺管道安装等要求来选择合适的浆池高度。设计时可根据卧式浆池系列图集及技术条件一览表进行选用。

(3) 浆池循环:为了使浆池中浆料保持悬浮和均匀的混合,每个浆池都附设有循环推进器,常用型式有三种:

① 浆池循环泵:ZTX₁型的浆池循环泵,是悬臂卧式轴流泵,可以用于卧式浆池及漂白池的池外循环搅拌。具有结构简单、占地面积少、电耗低、重量轻等特点。由于它是安装在池外,故安装、维修比较方便,广泛用于小型厂,转速 400~600 转/分,适于贮浆池浆浓 3.5% 以下。当采用较大的电机转速 500~600 转/分时,亦可用于浆浓为 6% 的漂白池循环。

② 螺旋桨循环器:ZTF 型螺旋桨叶循环器,叶轮直径有 $\phi 700$ 及 $\phi 1000$ 两种,适用于卧式浆池及立式浆池、漂白机等。它是由 3~4 片螺旋叶片组成的,叶片的表面积对浆料的翻动有很大关系,表面积大,对浆料的混合效果好,但它不适用于长纤维浆料,适用的浆浓 3~4%。

③ 涡轮循环器(亦称涡轮推进器):ZTU 型涡轮循环器按其叶轮直径有 4 种规格,其工作原理类似离心泵,运转时浆料从涡轮的中心吸入,由于离心力的作用被甩到叶轮的切线方向,经特定的腔道流出,涡轮循环器主要用于卧式浆池,也可用于立式浆池,其型式略有差别,适用的浆浓度 3~5%。

浆池循环器的选型可根据浆池容积大小及浆料性质、浓度及工艺要求决定,可按表 1-6-7 参考使用。

选用时应注意两点:

(1) 对用于浆料混合为主的浆池,最好采用螺旋桨循环器或 $\phi 350$ 浆池循环泵,对于主要作贮存浆料用的浆池,最好用涡轮循环器。

(2) 选用循环器型号时,还需注明选择与浆池相适应的推进器的转向及浆流流动方向。

(二) 立式贮浆池(塔)

ZPT 31-34 型立式贮浆塔,形状类似降流漂冷却塔,由钢筋混凝土结构内衬瓷砖或涂以树脂,塔底直径有 $\phi 2500$ 、 $\phi 2800$ 、 $\phi 3200$ 、 $\phi 4000$ 几种,分别配用 $\phi 600$ 、 $\phi 750$ 螺旋桨循环器。直径 $\phi 4000$ 的配用 2 台循环器,贮浆浓度 12~14%。塔内浆料在上部没

表 1-6-7

推荐的浆池循环器选型表

图 号	名 称	适用浆池容积 (米 ³)
QZ 1940	φ 350 浆池循环泵	30~45
QZ 1930	φ 700 螺旋桨推进器	40~60
QZ 197	φ 750 涡轮推进器	55~85
QZ 1928	φ 1000 涡轮推进器	65~200

有混合作用, 由重力下落, 至下部有 6 个喷嘴喷水稀释, 经搅拌混合后成 4 % 浓度用泵抽出。这种贮存设备的特点是贮存量大, 占地面积小, 多用于漂白前后化学浆的贮存。图 1-6-39 为国外介绍的立式贮浆池。

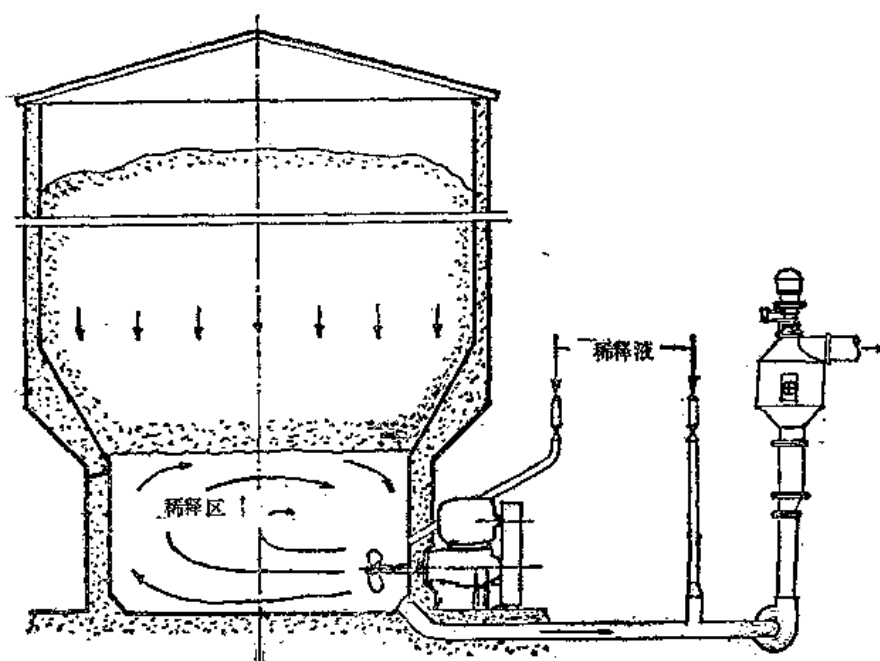


图 1-6-39 立式高浓贮浆池

主要参考文献

1. 纸パルプ技術協会: パルプ処理および漂白(1968)。
2. Svensk Papperstidning: 549(1975)。
3. Svensk Papperstidning: № 4,123(1976)。
4. Svensk Papperstidning: № 4,129(1976)。
5. Tappi 59, № 6,140(1976)。
6. Pulp and paper. 50, № 8,80(1976)。
7. 造纸工业碱回收编写组: 造纸工业碱回收, 轻工业出版社出版, 1977 年。
8. 上海利华纸厂: 1.6 米² Cx 筛浆机用于稻麦草浆试验总结, 1975 年 7 月。
9. 造纸技术通讯, 1976 年, 第 4 期, 第 13 页。
10. 造纸技术通讯, 1974 年, 第 1 期, 第 64 页。

第七章 纸浆的漂白

第一节 概 述

经化学蒸煮或机械磨解等方法制得的纸浆,均具有一定的颜色,深的呈暗褐色,浅的呈灰白色。这些颜色的产生不仅与纤维原料本身有关,亦与制浆的方法和条件有密切联系。例如,马尾松亚硫酸盐浆比马尾松硫酸盐浆色浅,云杉磨木浆比杨木磨木浆色浅。

纸浆的颜色主要来源于纸浆中的木素。而纤维素、半纤维素除碱处理时会产生黄色外,一般不易转变为有色物质。近年来对高得率浆研究的结果认为:发色体与非纤维素成分、抽提物、多酚类化合物等有关,亦即与纤维原料的品种有关。因此为了扩大纸浆的用途,提高纸浆的白度,必须经过漂白、精制处理,达到除去纸浆中的有色物质,并赋予纸浆一定的特性。

通常漂白的方法有两大类:一类是以氧化性的漂白剂,氧化破坏木素及有色物质的结构,使其溶解,达到提高纸浆纯度,同时也提高纸浆的白度,并使特殊用途的精制浆具有一定的聚合度分布和良好的反应性能。一类是以漂白剂使发色物质分子上发色基改变结构,令其脱色。由于不涉及纤维组分的损失,并保持浆料的特性,因此特别适宜于磨木浆、半化学浆等高得率浆的漂白。

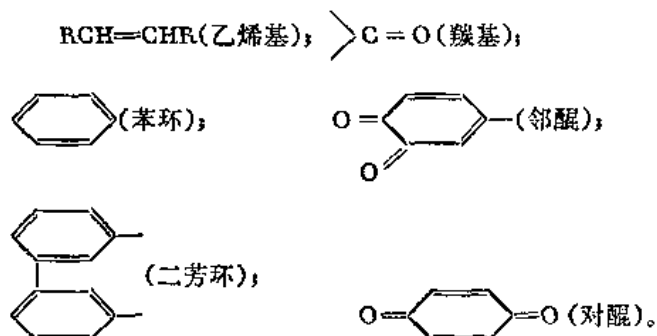
常用的氧化性漂白剂多是含氯化合物,因此使漂白车间废水污染严重。为了防止水源污染,节约用水,国外许多工厂将漂白车间洗涤水进行回用,由于水的循环增加了氯离子的浓度,又带来了对设备的腐蚀。因此,漂白工艺的发展为了适应当前造纸工业必须减少污染、节约纤维原料的这一形势要求,国内外都在为生产高白度、高得率、高强度纸浆开展研究,除了在发色体方面进行研究外,还开展了新型漂白剂、新型漂白方法等方面的研究。在减少污染方面,以氧碱漂白(亦称氧气漂白)进展较快,并已投入正式生产。

一、纸浆的颜色、白度及提高白度的途径

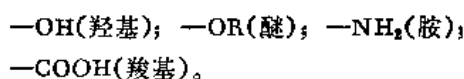
纸浆的颜色是由纸浆对可见光波段(波长400~700纳米)的反射来决定的。纸浆中的主要组成成分如纤维素与半纤维素,按其结构,对可见光波段是不会发生吸收,而应该是白色的。但是,当纤维素、半纤维素受到氧化后,结构上的某些羟基会转变为醛基、酮基或羧基时,情况就会有所变化。

一般来说,饱和的有机化合物,由于其结构中以单键联结,单键的电子活动性小,所需的激发能就大,因而对在200~1000纳米范围内的光波不产生吸收高峰。可是当分子中具有共轭双键的结构时,由于 π 电子活动性大,所需的激发能小或者很小,因此吸收光波波长较长,从而有可能使吸收光谱从紫外光区移至可见光部分,而显示出颜色。

某些在可见光区产生吸收光峰的不饱和基团，人们称之为发色基，例如：

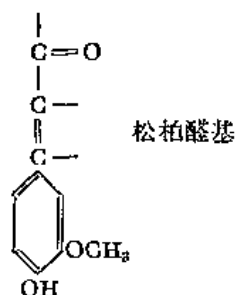


某一化合物若由于某些基团的导入，使化合物的色泽加深，人们则称这些基团为助色基，例如：



发色基与助色基，在某种化合物中以一定的形式结合而形成发色系统，这时其吸收光谱从紫外光区延伸到整个可见光范围内，因而出现使颜色加深。

木素结构单元中



是由三个基本发色基组成的，因此木素是纸浆中发生颜色的重要部分。对于化学浆来说，残余的木素固然是颜色的来源，但其中发色基就不一定是原来木素结构上原有的，因为经过蒸煮过程的化学变化可能除去了一些发色基，而另外又产生了一些新的发色基，例如，木素的缩合出现的二芳苯，脱甲氧基后出现的氧化产物邻苯二醌；纤维素及半纤维素分子上的氧化产物（某些醛基、酮基和羧基）。因此，不同的制浆方法所得的纸浆颜色不同。

除了上述原料的主要成分外，也有些物质能使纸浆增加颜色，特别是磨木浆。例如，某种铁杉和云杉中有一种叫白花色甙的物质，易被氧化成强的着色物质。此外还有树脂之类的有机抽提物和单宁等也有着色效应。重金属离子（铁、铜等）也可能与纸浆中的酚形成络合物而加深颜色，再如树皮等外来物质亦会加深纸浆颜色。

纸浆的白度是纸浆的重要光学性质之一，也是某些纸浆或纸的一项质量指标。纸浆或纸的白度，指白色或接近白色的纸或纸浆的表面以相对于蓝光照射氧化镁标准板表面的反射百分率，表示蓝光的反射率。

我国普遍采用 ZBD 白度仪，就是接上述原理进行测定白度的。

图 1-7-1 为几种纸浆的光谱性能，以 457 Å 波长的光测得的反射率。

表 1-7-1

各类纸浆的白度范围

白度范围 % G. E. ①	磨木浆	酸性亚硫酸盐 和亚硫酸氢盐	中性亚硫酸盐	冷碱	硫酸盐	用途
15~30			未漂 (NH ₄)		未漂	粗包装纸
40~50		未漂 (NH ₄)	未漂 (Na)	未漂	半漂	新闻纸, 薄纸
55~65	未漂	未漂 (Ca, Na)	半漂	半漂	全漂	涂布纸
70~85	全漂	半漂	全漂		精漂	高级纸和漂白 纸板与薄纸
87~93		全漂				
95~99		精漂				

① G. E. 通用电气白度测定仪 (美国造纸化学学院) 测定值。

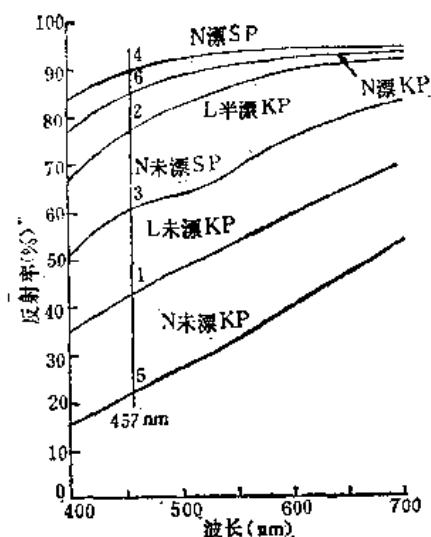


图 1-7-1 纸浆的光反射曲线
N—针叶木 L—阔叶木 KP—硫酸盐浆 SP—
亚硫酸盐浆

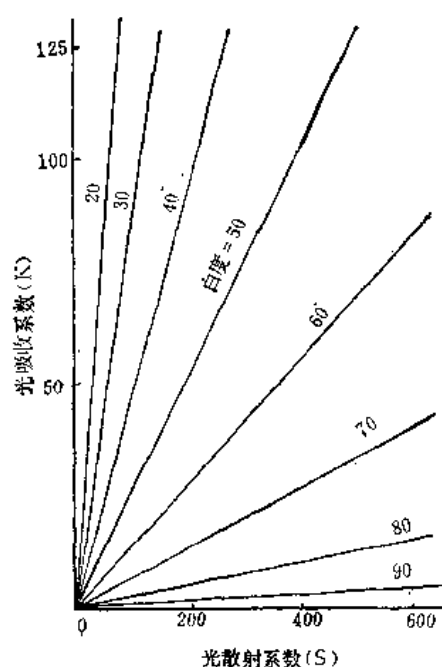


图 1-7-2 纸浆的光学状态图

纸浆的白度与纸浆对一定波长的光的吸收系数与散射系数之间的关系可用式 (1-7-1) 和图 1-7-2 表示。

$$\frac{K}{S} = \frac{(1 - R_{\infty})^2}{2 R_{\infty}} \quad (1-7-1)$$

式中 S ——吸收系数；

K ——散射系数；

R_{∞} ——纸浆白度(反射率)。

由图 1-7-2 可见降低纸浆的吸收系数或提高纸浆的散射系数可提高纸浆的白度。降低吸收系数的目的可通过漂白工艺来达到，因为纸浆的散射系数则主要由游离纤维表面来决定，因此打浆与纸页的抄造过程都会给予影响。

二、漂白常用术语

(1) 有效氯：指漂液氧化能力，相当于多少氯原子的氧化能力以氯表示的量。工业上常用有效氯的含量克/升或百分率来表示漂白液的漂白性能。

(2) 漂率：将纸浆漂到一个指定的白度时，所需要有效氯量对纸浆绝干重量的百分率称为漂率。

漂率与纸浆硬度有关，即与纸浆中木素含量有一定关系。

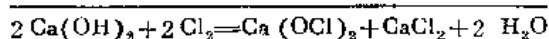
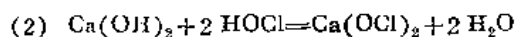
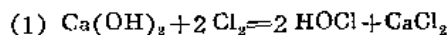
(3) 残氯：指漂白终点时，尚残留(未消耗的)的有效氯，常以克/升表示。

第二节 化学浆的次氯酸盐漂白

次氯酸盐(例如次氯酸钙、次氯酸钠)是用于纸浆漂白最早的漂剂。使用次氯酸钙已有一百多年的历史，直至目前，由于其资源丰富，而且价廉，仍然是造纸工业中广泛使用的漂白剂。

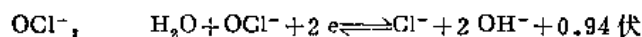
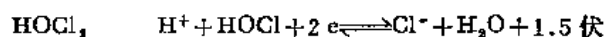
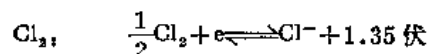
一、次氯酸盐漂液的组成与性质

1. 次氯酸盐的生成反应按二段反应如下：



上述反应是一个非均相反应，其溶液的组成与氯水体系的 pH 值有极大的关系，如图 1-7-3。

由图中可见：pH 2 以下，溶液成分主要为 Cl_2 ，pH 9 以上主要成分为 OCl^- 。pH 不仅影响溶液的组成，并且对其氧化性强弱也有关系，此点可由不同成分的氧化电势的不同来说明。三种成分的氧化电势如下：



由上式可见： HOCl 的氧化势最大，故氧化能力最强，因此在 pH 5~7 范围漂白，纤维素将受到降解破坏。在碱性条件下漂白，氧化势较小，对纤维素的损害较易控制。

二、次氯酸盐漂液的制备

以次氯酸钙作为漂白剂，最初是用漂白粉，分子式为 $3 \text{Ca} \begin{matrix} \text{OCl} \\ \text{Cl} \end{matrix} \cdot \text{CaO} \cdot 4 \text{H}_2\text{O}$ ，其

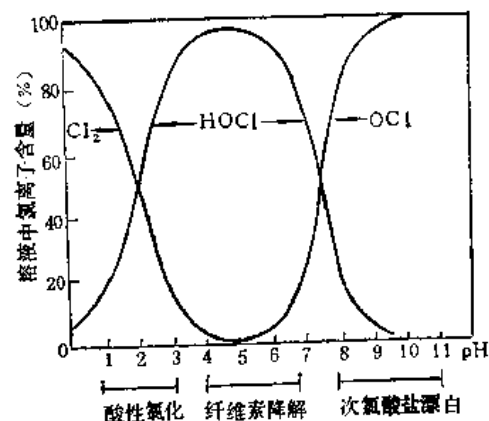


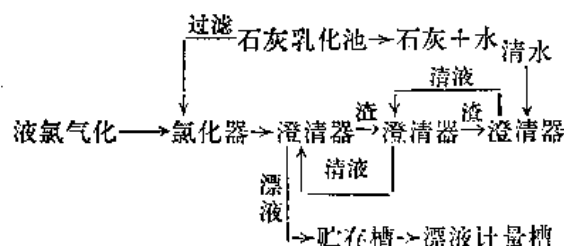
图 1-7-3 不同 pH 值时氯水体系的平衡
(温度 25°C, 浓度为 0.1 N)

中只 OCl^- 具有氧化能力, 其有效氯含量理论值为 41.8%。使用时先将漂粉溶解, 再经多次逆流提取、澄清, 所得澄清液用于漂白。在提取过程中, 一方面要求达到一定的有效氯浓度(约 20 克/升), 另一方面还要求降低有效氯损失, 应使有效氯提取率在 95% 以上。

由于漂白粉含有杂质, 又易受潮湿及光、热、二氧化碳等影响而促进其分解。一般市售漂白粉中有效氯含量常低于 36%, 因此只限于运输不便地区或小型纸厂使用。广泛采用的次氯酸盐漂液是以液氯在制浆厂自制, 现重点介绍如下:

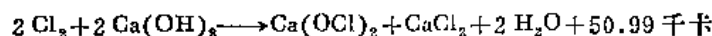
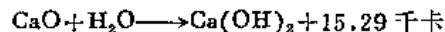
(一) 间歇法漂液的制备

1. 漂液制备的程序



2. 化学反应与影响因素

用液氯制漂液, 首先是液氯进行气化, 后通入石灰经乳化后的悬浮液进行吸收, 反应如下:

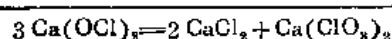
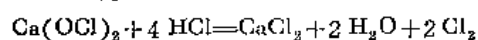
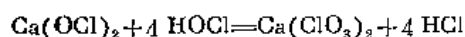
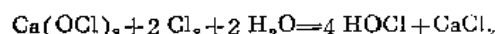


要使上述反应顺利进行, 必须注意下列影响因素:

石灰的纯度一般要求在 85~90% 以上, 其中杂质如 MgO 、 Al_2O_3 、 Fe_2O_3 等含量应愈少愈好, 因为 MgO 及 Al_2O_3 易形成胶体悬浮物, 妨碍漂液的澄清, Fe_2O_3 含使漂液带颜色。

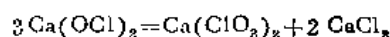
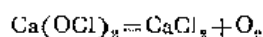
按反应分子量比例: $\text{Cl}_2:\text{Ca(OH)}_2=71:74=1:1.04$, 在理论上 100 公斤氯需 104 公斤 Ca(OH)_2 或 79 公斤的 CaO 进行完全反应。为了稳定漂液中的有效氯及控制漂白过程在一定的 pH 值下进行, 通常使用较理论量多约 15% 的过剩石灰, 再考虑石灰的纯度, 实际上 100 公斤氯要用 $\left(\frac{104}{0.85} \times 1.15 = 141\right)$ 约 140 公斤消石灰或 107 公斤生石灰。当制造含有效氯浓度为 30 克/升的漂液时, 石灰乳液浓度应为 $(30 \times 1.4 = 42)$ 42 克/升。因为石灰溶解度低, 在使用石灰乳液时, 一般先制成 10% 的石灰乳液, 经过滤后再稀释至 3~5% 浓度。

当石灰乳液通入氯气时, 通氯量若不足, 不仅造成石灰损失, 也会因为残留的碱量大, 影响漂液的澄清速度减慢。但也应避免通氯量过多, 出现过氯化反应:



过氯化反应的结果,使漂液中有效氯含量降低。当有铁或铜之类的催化剂存在时,过氯化反应会加速进行。在制漂液过程中,通氯速度一般约每分钟 0.2 公斤氯/米³,通氯过快或搅拌不匀,往往也会形成局部过氯化反应,因此在注意操作的同时,还应加强通氯终点的检查。一般控制漂液使加入的酚酞指示剂褪色时间为 3 秒为通氯终点。若褪色慢,表示溶液碱性强,仍需继续通氯,若褪色快,则说明漂液 pH 值低,应立即停止通氯加碱调节。

次氯酸盐的生成反应是放热的,溶液中每克氯生成 1.0 克有效氯/升的次氯酸盐漂液所放出的热量,可以使溶液温度升高 0.3~0.4℃,一般漂液浓度含 30 克有效氯/升,故制漂液过程液温可升高 9~10℃左右。因此,夏季制漂液要控制漂液温度不超过 38℃,则石灰乳液温度不应超过 25℃,温度过高漂液产生分解反应:



以产生氯酸盐的分解反应为主,约占总氯的 2/3。

分解反应使漂液有效氯含量降低,故夏季制漂液用水温度应予注意,水温过高亦可添加助剂来保护。冬季石灰乳温度也不能低于 10℃,否则溶液中会产生不溶于水的草绿色的 $\text{Cl}_2 \cdot 8 \text{H}_2\text{O}$ 的晶体沉淀,以及碱性盐沉淀。

制备次氯酸钠漂液一般使用 5.5~6.0% 的 NaOH 溶液在常温下通氯至含有效氯 4.5~5% (每米³漂液约用氯 50 公斤),使漂液中含碱量 0.6~0.7% 为宜。

3. 制备漂液的氯化器

我国目前普遍使用具有喷射器的氯化器。利用喷射器抽入气化后的氯,并采用循环泵使石灰乳液与氯气混合均匀吸收。此种设备的优点是可以不用搅拌器,同时,喷射器能使氯气管内产生真空,即使氯气罐内压力低于大气压也可将其残余氯气吸出。通氯至终点后,用泵送至澄清器,静置 3~7 小时,澄清液供漂白用。氯化器如图 1-7-4。

(二) 连续法漂液制备

连续法漂液制备流程如图 1-7-5。

图 1-7-5 流程的连续操作,取决于准确的控制石灰乳的浓度,由仪器控制石灰乳的密度到第三位小数。由密度计控制稀释用水。在反应器(图 1-7-6)中石灰乳与氯气混合,以泵循环吸收,经反应制成一定浓度的次氯酸钙漂液,由氧化还原电位计(ORP)控制供给反应器的氯气量。达到指定浓度的漂液,经过除渣器除渣,清液可直接供给漂白使用。

三、次氯酸盐漂白的作用原理和影响因素

次氯酸盐单段漂白,目前广泛用于白度要求在 85% 以下的化学纸浆的漂白。主要是利用次氯酸盐的氧化作用,氧化纸浆中的木素及有色物质,使其能溶解除去。因此,在某种意义上可说,漂白是蒸煮的继续。

(一) 次氯酸盐漂白的作用原理

1. 次氯酸盐与木素的反应

斯文-雷德荷蒙(Sven-Rydholm)提出次氯酸盐与木素可能进行的反应如图 1-7-7 所示。反应是在碱性范围内进行。 β -芳基醚键未断裂,只是带醌型结构的单元被氧化分

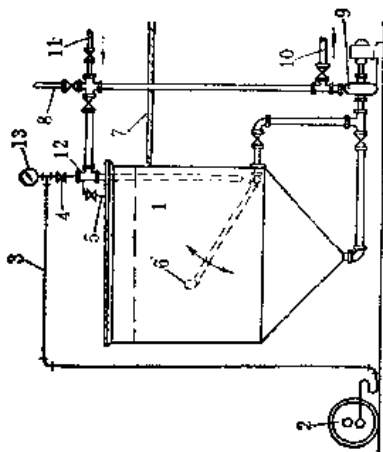


图 1-7-4 装有喷射器的氯化器
1—反应和沉淀槽 2—液氯罐 3—氯气管 4—阀 5—取样管 6—旋转吸液管 7—工
作液面 8—送漂液管 9—泵 10—排污管 11—清水 12—喷射器 13—压力表

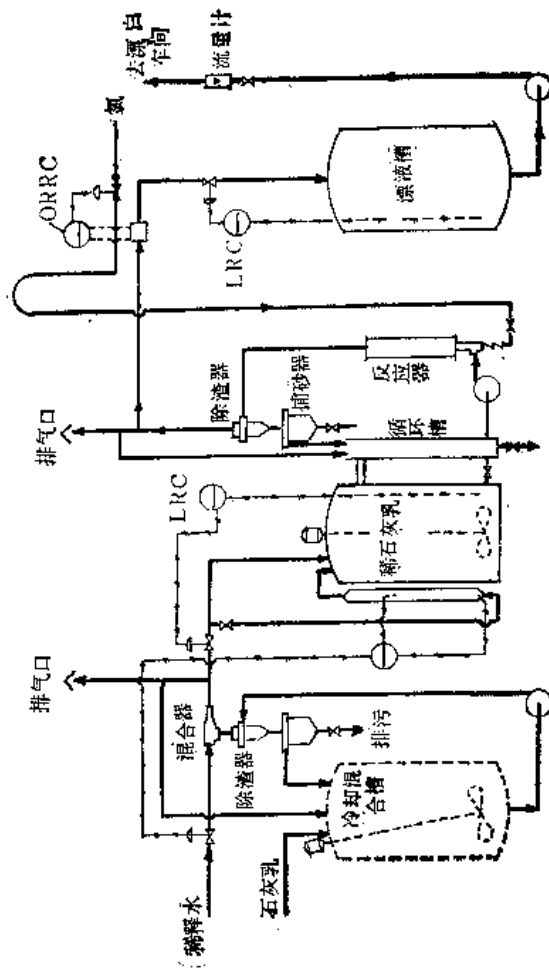


图 1-7-5 次氯酸钙漂液连续制备流程图
ORRC—氧化还原电位记录控制仪 LRC—液位记录控制仪

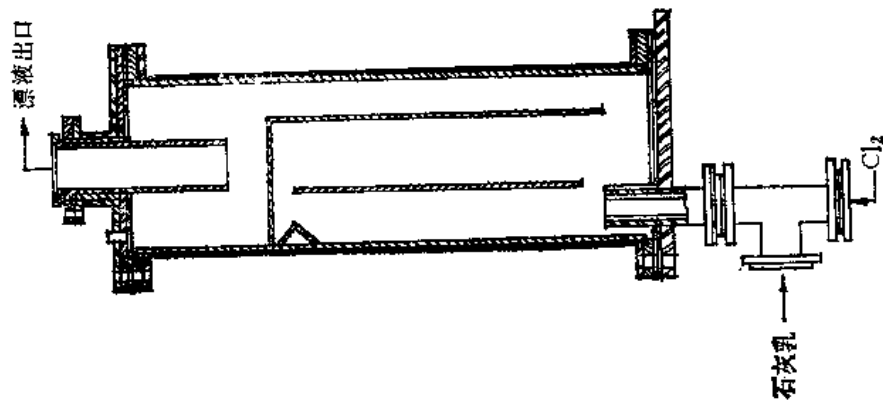


图 1-7-6 连续制次氯酸钙反应器

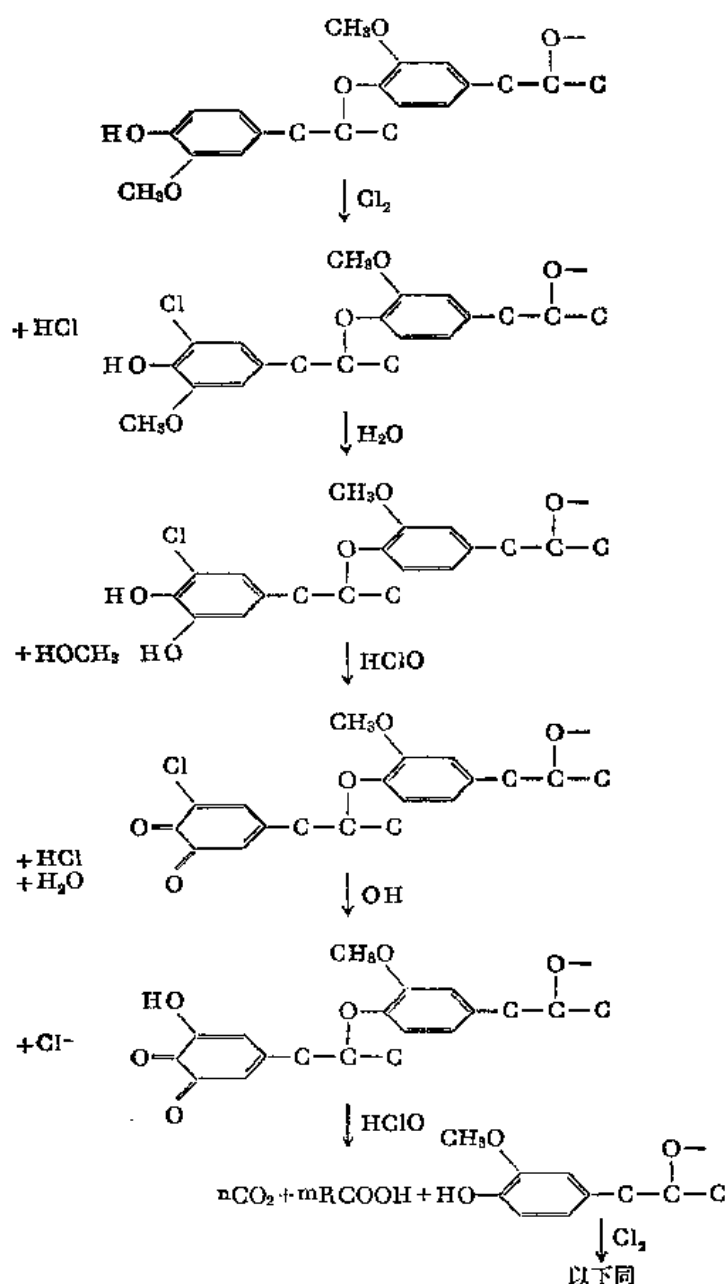


图 1-7-7 次氯酸盐与木素反应的示意图

解，从而使木素分子逐步变小，成为可溶出物。最后的分解产物是 CO_2 及有机酸，因而使漂白过程的 pH 值不断下降，漂液的氧化活性会增加。在残余木素逐步被溶出的情况下，纤维中的纤维素分子失去木素的保护作用，也会受到不同程度的氧化作用。

2. 次氯酸盐对碳水化合物的反应

如图 1-7-8 所示。在漂白过程中，纤维素与半纤维素受到氧化作用，在中性和酸性介质中主要生成醛基和羟酮基，而在碱性介质中则主要生成羧基。醛基和酮基积聚在纤维素中会降低纤维素的化学稳定性，表现为纸浆粘度和 α -纤维素的降低和铜价的增加，同时也导致纸浆的物理强度下降和纸浆的返黄。

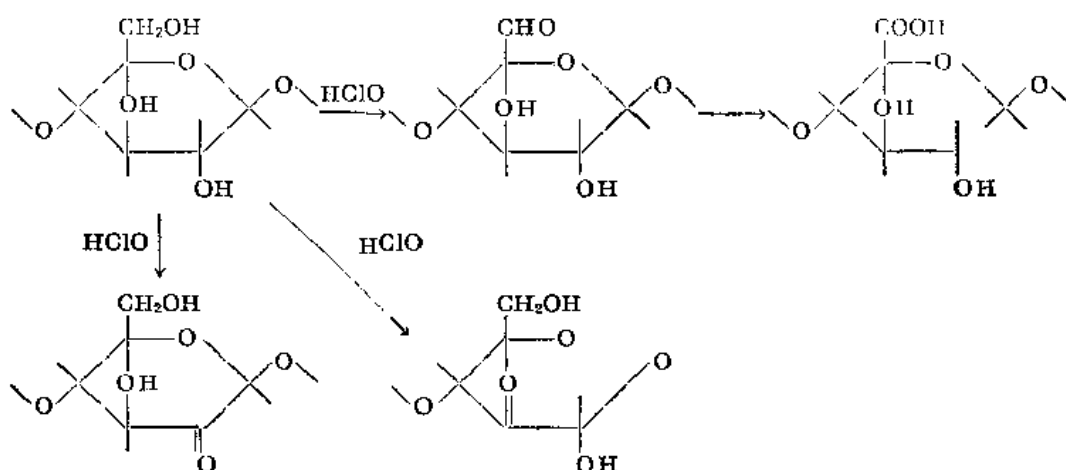


图 1-7-8 次氯酸盐与纤维素的反应

(二) 次氯酸盐漂白的因素

次氯酸盐漂白过程中，影响技术经济效果的因素有：pH 值、温度、浓度、用氯量和漂白时间。分别介绍如下：

1. pH 值

由于漂液的组成与性质，随其 pH 值不同而有差别，因此 pH 值的控制特别重要。次氯酸盐漂液是碱性的，根据漂白过程的观察，在漂白开始时氯耗很快，短时间内 pH 值下降很快，随后逐步缓慢下降，这是由于漂白时氧化作用的结果，氧化产物有碳酸、有机酸，使 pH 值下降。若漂液中的碱量不足，就有可能在漂白的后期出现酸性，这就会使漂液的组成中 HOCl 变为主要的。由于 HOCl 的氧化电势高，就容易使纤维素、半纤维素受到损害。因此，漂白初期加入的漂液应有足够的碱量，一般次氯酸盐漂白液加入时的 pH 在 11~12，漂白终点 pH 应在 8~8.5 左右。若漂液 pH 值过高，漂白速度就慢，但所得白度较稳定；若 pH 值过低，虽漂白速度快，白度高，但纸浆易返黄。为了缩短漂白时间，也有采用较低 pH 值的漂液，而在漂白过程中加碱，使 pH 维持在 8.5~10，但这种操作很难掌握，宜采用仪表控制。

2. 温度

提高漂白过程的温度，可以加速漂液向纤维内部扩散，也使反应物质加速溶出，从而加快漂白过程。但从另一方面看，由于次氯酸盐漂液性质所决定，温度过高会促使漂液分解，据研究在 30~50℃ 范围内，温度每提高 7.5℃，氯耗增加一倍，同时，增加温度不仅增加汽耗、氯耗，还会增加纤维的氧化破坏。考虑到漂白反应是放热反应，因此一般漂白浓度在 5~6% 时，温度控制最高不超过 40℃。当浓度为 10~16% 时，漂白温度应在 35~37℃ 以下，最适宜的漂白温度的选择应根据氯耗、浆浓、漂白的 pH 值及纸浆的硬度，及漂后纸浆的质量要求等条件而定。

3. 浓度

提高漂白浆料的浓度，实际上是提高漂白时的有效氯浓度。例如用氯量 4%，漂白浆浓为 6% 时，漂白有效氯浓度为：

$$\frac{4 \times 6}{100} \div (100 - 6) = 0.255\%$$

若浆浓度提高到 18% 时，则有效氯浓度为：

$$\frac{4 \times 18}{100} \div (100 - 18) = 0.88\%$$

由上可见浆浓提高 3 倍，有效氯浓度提高 3.4 倍，因而加速了漂白作用。同时浆浓提高，还可以节约氯耗，缩小漂白设备的容量。值得注意的是，浆浓提高，减少了漂白车间的废水处理量，因此，高浓漂白是有其优点的。但必须防止浆料与漂液混合不均，产生局部的化学反应。近代高浓漂白塔的出现，使漂白浓度由 6% (卧式漂白机) 提高到 15~20%。但对于白度要求较高的浆，高浓漂白会使纤维受到的强度损失增加。因此，高浓漂白适合半漂浆或两段漂的第一段较为合适。

4. 有效氯用量

纸浆漂白时，漂液的用量系根据未漂浆的硬度及漂后纸浆的白度、强度要求的指标来确定，有效氯用量确定后，再根据漂液浓度计算漂液的需用量。不同的制浆方法，不同方法测定的纸浆硬度值，均可以通过试验找出硬度与漂白有效氯用量之间的函数关系式，例如次氯酸盐一段漂白：

有效氯消耗% = 高锰酸钾值 × 0.355 / 校正因数

校正因数见表 1-7-2。

表 1-7-2

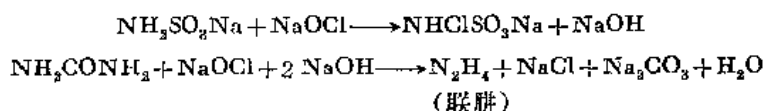
高锰酸钾值	校正因数	有效氯消耗量 (有效氯克/100克风干浆)	高锰酸钾值	校正因数	有效氯消耗量 (有效氯克/100克风干浆)
1	0.818	0.43	21	0.664	11.21
2	0.810	0.88	22	0.656	11.90
3	0.802	1.33	23	0.648	12.60
4	0.794	1.79	24	0.641	13.27
5	0.786	2.26	25	0.634	14.00
6	0.778	2.74	26	0.626	14.73
7	0.77	3.23	27	0.618	15.50
8	0.762	3.72	28	0.611	16.25
9	0.755	4.24	29	0.604	17.05
10	0.747	4.75	30	0.596	17.85
11	0.739	5.29	31	0.589	18.70
12	0.732	5.82	32	0.582	19.50
13	0.724	6.39	33	0.574	20.40
14	0.716	6.94	34	0.567	21.25
15	0.709	7.52	35	0.560	22.15
16	0.702	8.10	36	0.552	23.10
17	0.694	8.70	37	0.545	24.10
18	0.684	9.30	38	0.538	25.05
19	0.679	9.94	39	0.531	26.05
20	0.672	10.56	40	0.522	27.20

注：此表用于亚硫酸盐浆次氯酸钙一段漂白。

5. 漂白的助剂

当漂白过程中有催化剂 Ni、Co、Cu 存在时，会使漂白过程氧化降解作用加快，而加速有效氯的消耗，但并不能增进纸浆的白度，因此应避免接触这些催化剂。

次氯酸盐漂白中，氮的化合物却能发挥有益的作用。例如，氨基磺酸 ($\text{NH}_2\text{SO}_3\text{H}$)，当加入量为有效氯用量的 2~6% 时，可缩短漂白时间，使纸浆的强度、白度较高，可以使次氯酸盐漂白的 pH 值在较低 (甚至低于 7) 范围内进行，从而加快漂白速度，而不致使纤维素降解。这主要是由于氨基磺酸与漂液形成 N-氯氨基磺酸盐 ($\text{NHClSO}_3\cdot\text{Na}$)。其中虽含有效氯，但不会引起纤维素降解，氨基磺酸及其他含氮化合物，能阻止纤维素的剥皮反应：



例如，当 $\text{NH}_2\text{SO}_3\text{Na}$ 的用量为 0.06% (对纸浆量)，可少加碱，使漂白在 pH 7 以下进行，加快漂白速度，纸浆白度可由 70% 增至 74%，而粘度保持不变 (14 G.P.)。因此可节约化学药品用量。图 1-7-9 为硫酸盐浆次氯酸盐漂白时助剂添加量的影响。

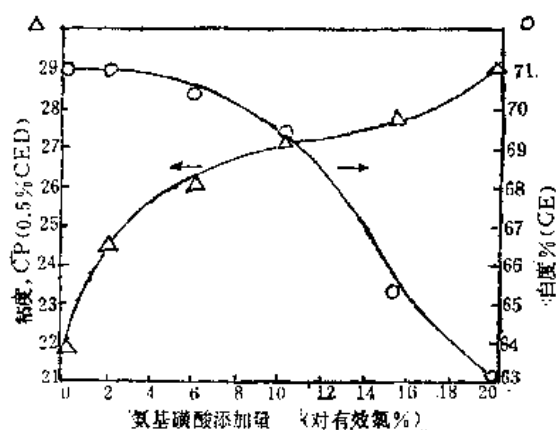
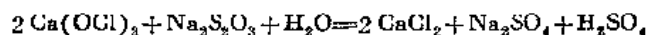


图 1-7-9 硫酸盐浆次氯酸盐漂白时，添加氨基磺酸的影响
CED为铜Z二胺

因此必须及时补加漂液。若白度达到要求，而残氯尚高，说明用氯量太大，这不仅增加氯耗，同时也增加洗浆的负担。有时为了缩短漂后洗浆时间，节约洗涤用水量，使用脱氯剂来停止漂白作用。脱氯剂的反应如下：



漂白终了纸浆应立即进行洗涤，洗后纸浆的残氯应在 0.001 克/升以下，否则也会影响纸浆返黄。

四、漂白设备

目前单段或两段次氯酸盐漂白，普遍采用间歇式的漂白机，常见的有：双沟式漂白机和三沟式漂白机。

漂白机主要由漂白池、推进器和洗鼓三部分组成。漂白池与一般贮浆池相似，容积大小根据生产条件与生产能力决定。为了促进浆料在池中循环混合，池内有一道或两

因此可节约化学药品用量。图 1-7-9 为硫酸盐浆次氯酸盐漂白时助剂添加量的影响。

6. 时间

漂白时间的控制，关键在确定漂白的终点。在生产中，一般根据漂液残氯的分析及纸浆白度的检查，来确定漂白终点。对一般造纸用浆来说，达到纸浆白度要求时，残氯控制在 0.02~0.05 克/升范围为宜。若白度未达到前，残氯已经很低，继续延长漂白时间，则不仅白度难提高，而且漂后纸浆易返黄，

道隔墙,因此可分为双沟和三沟漂白机。池底有一定的倾斜度,在沟道的转角处要有利于浆料的循环。池的表面与浆料接触要光滑、耐腐蚀。一般采用水磨石,或水泥磨石,或铺砌瓷砖。

循环器是推进浆料在池中循环,保证未漂浆与漂液均匀混合,防止局部化学反应,并使反应物质能均匀扩散出来的重要部分。随着漂白浆浓的提高,更应重视推进器的选型。目前,新设计的漂白机多采用螺旋桨式推进器,为了防止漂液的腐蚀,有的桨叶表面挂胶。推进器的直径及转速、动力取决于浆池容量和结构、浆料的种类等浓度,以及转鼓给浆料流动的阻力。

漂白机上装有1~2个洗鼓,其作用是在漂前调整未漂浆的浓度,或进行漂前浆料的补充洗涤,以及漂后纸浆洗涤用。但这种洗涤方法花时间长,用水量大(每吨浆约用水100米³)。为了提高洗涤效率,缩短洗涤时间,也有在漂白终了后,浆料送到侧压浓缩机或真空洗浆机进行漂后洗浆。

新设计的漂白机洗鼓多采用虹吸管排水。虹吸管即是洗鼓的转轴,用一条一端封闭的铸铁管制成,管下部接一排水支管。当运转时,洗鼓浸入浆面以下,支管也插在废液液面以下,开启高压水抽,使管内空气被抽出后形成负压,浆料中的废水则自动连续的穿过洗鼓的滤网,沿虹吸管流出。这种洗鼓结构简单,重量轻,可随浆流转动,不需另设传动附件。但使用中,由于操作不当会出现虹吸破坏,或洗鼓停止转动等现象,因此必须注意池中浆位的保持稳定。

纸浆进行漂白时,洗鼓停用必须离开浆面,因此附设有洗鼓升降装置。

大中型的次氯酸盐漂白浆厂,亦有采用连续式的漂白塔进行漂白,塔的结构与多段连续漂白塔相同(详见下一节)。

五、漂白浆的返黄与预防措施

漂白后达到一定白度指标的纸浆,经过一段时间,有的是几天、几个小时,有的甚至立刻又出现白度的下降,这个现象称为纸浆的返黄(亦称回色)。

由于漂白技术的发展,虽然亚硫酸盐浆白度可达到95%,硫酸盐浆也可漂至白度93%。但一般白度超过85%以上所需的费用较高,所需的设备也较复杂。因此,出现返黄不仅是经济上的损失,也影响产品计划的完成。对一些特殊用纸,则会产生使用中的严重后果。所以,返黄现象引起人们的重视,对于纸浆返黄机理的研究还在深入探讨中。

纸浆返黄的程度可用返黄值($P \cdot C$ 值)表示。

$$P \cdot C \text{ 值} = \left[\left(\frac{K}{S} \right) - \left(\frac{K_0}{S_0} \right) \right] \times 100 \quad (1-7-2)$$

式中 K_0, K ——指纸浆老化前、后的光吸收系数;

S_0, S ——指浆料老化前、后的光散射系数。

浆料老化的条件,一般是在105°C下加热一定的时间, K/S 值为便于实用可通过下式求得:

$$\frac{K}{S} = (1 - R_{\infty})^2 / 2 R_{\infty} \quad (1-7-3)$$

此处 R_{90} 为纸浆白度, 因此 P 、 C 值也可以通过纸浆老化前后白度的下降值来进行计算。

(一) 影响纸浆返黄的因素

纸浆返黄的机理还在进行研究, 有些问题尚不十分清楚。影响返黄的因素也是多方面的, 主要有以下几方面:

1. 纤维素

纤维素按其本身的结构来说, 并不会对可见光区有吸收光谱, 拉普逊(Rapson)等人用 NaBH_4 将棉浆或木浆中的羰基还原为羟基后, 这些纸浆很白, 在加热老化中也很稳定, 不易返黄。

但是, 在漂白过程中的某些条件下, 由于漂剂的氧化作用, 使纤维素受到一定的破坏作用后, 使纸浆产生了不同程度的返黄。

从纤维素的化学性质可见纤维素分子上不同部位的羟基(如 C_1 、 C_2 、 C_3 、 C_6 上的羟基)在不同的条件下, 都能发生氧化, 生成酮基或醛基或羧基。由于羰基在葡萄糖单元上存在的部位不同, 对返黄的影响也不同。拉普逊等曾指出: 纤维素还原末端基(C_1 上的醛基或醇羟基)不涉及返黄, 并指出这些基用次氯酸盐氧化成羧基也没有增加返黄。斯派纳(Spinner)指出, C_6 位置上的醛基及羧基对返黄的情况尚不清楚, 科贝(Corbi)指出, C_2 、 C_3 部位上的醛基在湿的条件下老化时是产生返黄的原因。拉普逊并指出, C_2 、 C_3 部位的醛基, 当部分氧化为羧基时会产生一种复合作用, 使返黄程度加深。当羧基与醛基并存时, 其返黄的影响比单个基团的影响要大, 若羰基、羧基、羟基在同一分子中, 则引起严重的返黄。纤维素的降解产物, 也会使纸浆在潮湿的条件下产生返黄。

2. 半纤维素

半纤维素与纤维素的情况相似, 由于半纤维素在漂白中比纤维素更易被氧化降解, 其氧化产物对返黄会产生一定的影响。

天然的半纤维素中的糖醛酸(例如阿拉伯糖醛酸)被氧化后, 引进了羰基、羧基, 因而引起了返黄。光照和受热老化会使碳水化合物, 特别是半纤维素发生降解, 降解产物的自动氧化作用会生成可溶于碱的醌类物, 而出现颜色返黄, 因此, 有些试验得到, 返黄值($P \cdot C$)与纸浆中碱溶解物的含量有一定的关系。

3. 木素

由于木素分子结构本身就具有吸收可见光区光谱的性质, 因而是纸浆颜色的来源, 一般来说, 含木素多的纸浆易返黄。对于纯度较高的纸浆, 或经充分漂白的纸浆, 木素含量很少, 但它仍对纸浆返黄产生影响, 其影响的主要原因, 是一些木素降解的低分子物所致。

对于半化学浆、高得率浆及机械浆的返色问题, 是当前研究的重点。对于这些木素含量高的纸浆来说, 木素引起返黄的影响是主要的, 拉普逊等人的试验认为, 难以还原的环共轭羰基以及一些缩合的醌类, 对色泽影响最大, 这些醌类物不仅来源于原来木素, 也可能由木素中愈疮木基及丁香基的脱甲基反应, 以及多酚类萃取物氧化的结果。

4. 抽提物

原料中的抽提物, 在化学制浆中会有减少, 但在机械浆及高得率浆中, 会有存在并对

返黄发生影响。如多酚类萃取物黄烷酮、邻苯二酚之类的物质，自动氧化的结果形成醌类有色物。

纸浆中的树脂等，在漂白过程中生成的氯化碳氢化合物，在存放中是不稳定的，会分解出碳氢化物，而变为深暗色的树脂产物。

5. 漂白剂与漂白条件

纸浆中的各种化学成分对纸浆返黄的影响，是纸浆出现返黄的内在原因，而漂白过程中，所选用的漂白剂、漂白工艺条件的影响，则是纸浆返黄的外部条件。

从实践经验中认识到，纸浆在次氯酸盐漂白过程中，当 pH 值高(pH 8.5~10)，纸浆漂白后返黄少，但在酸性及中性范围情况又怎样呢？

莱恩(Lyon)试验认为：硫酸盐浆次氯酸盐漂白的返黄，要看漂白段的氯耗、pH 值及温度而定。他认为，在次氯酸盐漂白前(可能在蒸煮过程或氯化过程)纸浆中肯定会含有一定量的醛基、酮基之类的基团，在次氯酸盐漂白时，这些基团可能被氧化成其他形式，使纸浆返黄情况减少。但同时，也有可能又产生新的这类发色基团。这两个对立效应的结果，可以说明不同条件下(整个 pH 值范围)次氯酸盐漂白的返黄现象。

例如，在碱性范围漂白，就可以将酮基、醛基氧化使返黄减少。在中性或酸性时，则只有羟基能被氧化。同时在酸性和中性时，漂液成分中以 HOCl 为主，HOCl 的氧化势较高，因而还有可能氧化纸浆，使羟基变为酮基或醛基，产生新的易返黄的基团，这样就可能使返黄程度增加。因此，氧化性的漂白剂在不同的 pH 值、不同的温度、不同的氯耗下的氧化能力、氧化速率，就决定了对纸浆返黄的影响程度。

在 pH 及氯耗一定的情况下，温度增加，虽然总的氧化率增加，但高温对漂白后返黄的影响，要看原来浆中存在的发色基团的情况。如果有过多的氯没有消耗掉，提高温度，增加其氧化醛基为羧基的速度，大于产生醛基或羰基的速度，此时返黄就会减少，若温度一定时，在中性漂的氯耗越大，返黄越多。在碱性漂白时，则返黄值变化不大，因碱性漂白时，羰基易受氧化。

一般来说，还原性漂白剂使漂后纸浆容易重新受到氧化，因而容易返黄。

6. 其他

如空气、水分、热与光及重金属离子都会对返黄产生影响，根据各种纸浆抗日光老化的试验，抗阻力依下列次序减弱：

棉浆—>亚麻浆—>硫酸盐浆—>亚硫酸盐浆

在 120℃下对含水分不同的化学浆进行 24 小时的老化试验，其白度下降情况如表 1-7-3。由表 1-7-3 可见：纸浆水分越大，老化后越易返黄，使白度下降，这是由于纤维素分子的葡萄糖单元 C₂、C₃ 碳原子上的羟基在湿的情况下容易氧化的结果。

浆料中的金属离子，特别是重金属离子，对浆料的返黄也有很大的影响，这些金属离子可能由原料、蒸煮液、漂液、生产用水或制浆设备中带进来。这些金属离子在漂白中会起催化作用，加速漂白过程氧化反应，还能与浆料中的羰基形成不稳定的化合物。

(二) 预防返黄的措施

根据目前对返黄机理的认识，还不可能完全防止返黄现象，但是可以采取一些措施

表 1-7-3 化学浆老化试验前、后的白度变化

纸 浆 水 分 (%)	白 度 (%)	
	老 化 前	老 化 后
绝 干	83	81.1
4	83	79
24	83	67
40	83	59.5

减少返黄的程度。预防的措施如下：

(1) 合理的控制漂白过程工艺条件，防止在漂白过程中，纤维素及半纤维素受到过多的氧化破坏。或者在漂白过程使用助剂，保护纤维素半纤维素少受氧化降解，减少羰基的形成。

(2) 改单段漂白为两段漂白或多段漂，以减轻漂剂对碳水化合物的氧化作用，以减少羰基的数量。

(3) 选用合适的漂白剂，使其更有选择性的氧化破坏木素结构中的有色基团。例如，使用 ClO_2 漂白，或氧漂，均可减轻返黄。

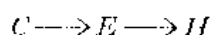
(4) 加强漂后纸浆的洗涤，使残氯及纸浆中降解产物能去除干净，并能减少树脂的影响。

(5) 减少浆料中混入的金属离子，特别是铜、铁等。注意生产用水的处理。在漂后浆料的洗涤中，添加多磷酸盐，使其与金属离子形成络合物，减少对返黄的影响。

第三节 化学浆的多段漂白

一、综合多段漂工艺流程

次氯酸盐漂液因其价廉、制造容易，广泛用于纸浆漂白。但漂后白度一般不超过 85%，对于硬度较高的纸浆，或者是难漂的硫酸盐浆漂白时，漂白有效氯耗用量大，而且不易提高白度，并对纤维强度损伤较大。如何进一步提高纸浆白度，而不过分损害纤维？根据试验证明，元素氯对木素有选择性作用，并易生成可溶于碱的氯化物。因此，可利用这一特性于漂白过程的第一段，从而出现了典型的综合三段漂白流程。例如：



式中 C ——氯化； E ——碱处理；

H ——次氯酸盐漂白。

随着漂白工艺的发展，新型漂白剂的出现，使综合三段漂曾经发展到 7~8 段漂，其中包括多次氯化与碱处理，以及多种漂白剂轮流使用的漂白流程，例如：

$CEHDEED$ ； $CEHCEHDEED$ ；

$CEDPD$ 。

式中 D ——二氧化氯漂白；

P ——过氧化物漂白。

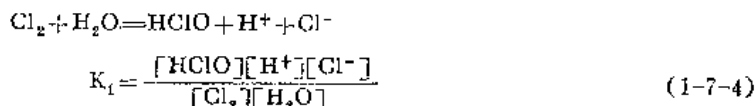
随着漂白流程中的段数增加，相应的增加了设备投资、生产费用及生产管理的复杂化，同时由于每段之间的洗涤，增加纤维流失及漂白废水，而纸浆的白度提高并不与段数成正比例，因此要达到高的白度要求，不能单纯追求漂白段数，应注意各漂白段的合理组合，和选择适当的漂剂以及制定合理的漂白工艺条件。

二、纸浆的氯化

纸浆的氯化是综合多段漂的第一步，目的在于使木素与氯化合生成氯化物，增进木素的亲液性，使其有选择性的溶解出来，起到纯化纸浆的作用。经氯化后的纸浆白度并没有提高，尚需进行补充漂白。但以后的漂白，漂剂用量就可以大大减少，从而使纤维的损伤也可减轻。

纸浆的氯化，一种是把浆料与已经准备好的氯水溶液进行混合，使其进行氯化反应，称液相氯化。一种是使浆料直接与氯气均匀混合，称气相氯化，因为氯气也会溶解于浆料带入的水分中，进行反应。

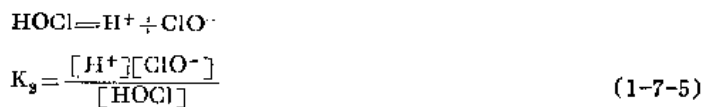
根据前一节介绍氯水体系的性质，知道氯水溶液当 pH 值在 2 以下时，溶液中的氯主要是以分子状态存在，同时存在有下列反应平衡：



不同温度时的 K_1 值列于表 1-7-4。

表 1-7-4 不同温度时的 K_1 值

温 度 ($^{\circ}\text{C}$)	0	15	25	35	45
$K_1 \times 10^{-4}$	1.46	2.81	3.94	5.10	6.05



25 $^{\circ}\text{C}$ 时： $K_2 = 5.6 \times 10^{-8}$

以上说明不仅 pH 值影响氯水溶液的组成，温度的变化也同样会使溶液的组成改变，当溶液中有易被氧化的物质存在时，上述反应是会向右边进行的。

1. 氯与木素的反应

氯与木素可能进行的反应如图 1-7-10 所示。由木素氯化反应示意图 (图 1-7-10) 看出，存在两种类型的反应：

(1) 取代反应： $\text{RH} + \text{Cl}_2 \longrightarrow \text{RCl} + \text{HCl}$

(2) 氧化反应： $2\text{ROH} + \text{Cl}_2 \longrightarrow 2\text{R}=\text{O} + 2\text{HCl}$

取代反应后，50% 的氯变为盐酸；氧化反应后，100% 的氯变为盐酸。因此，氯化反应的结果，使 pH 值明显下降。图 1-7-11 为亚硫酸盐浆用过氯氯化的总过程。

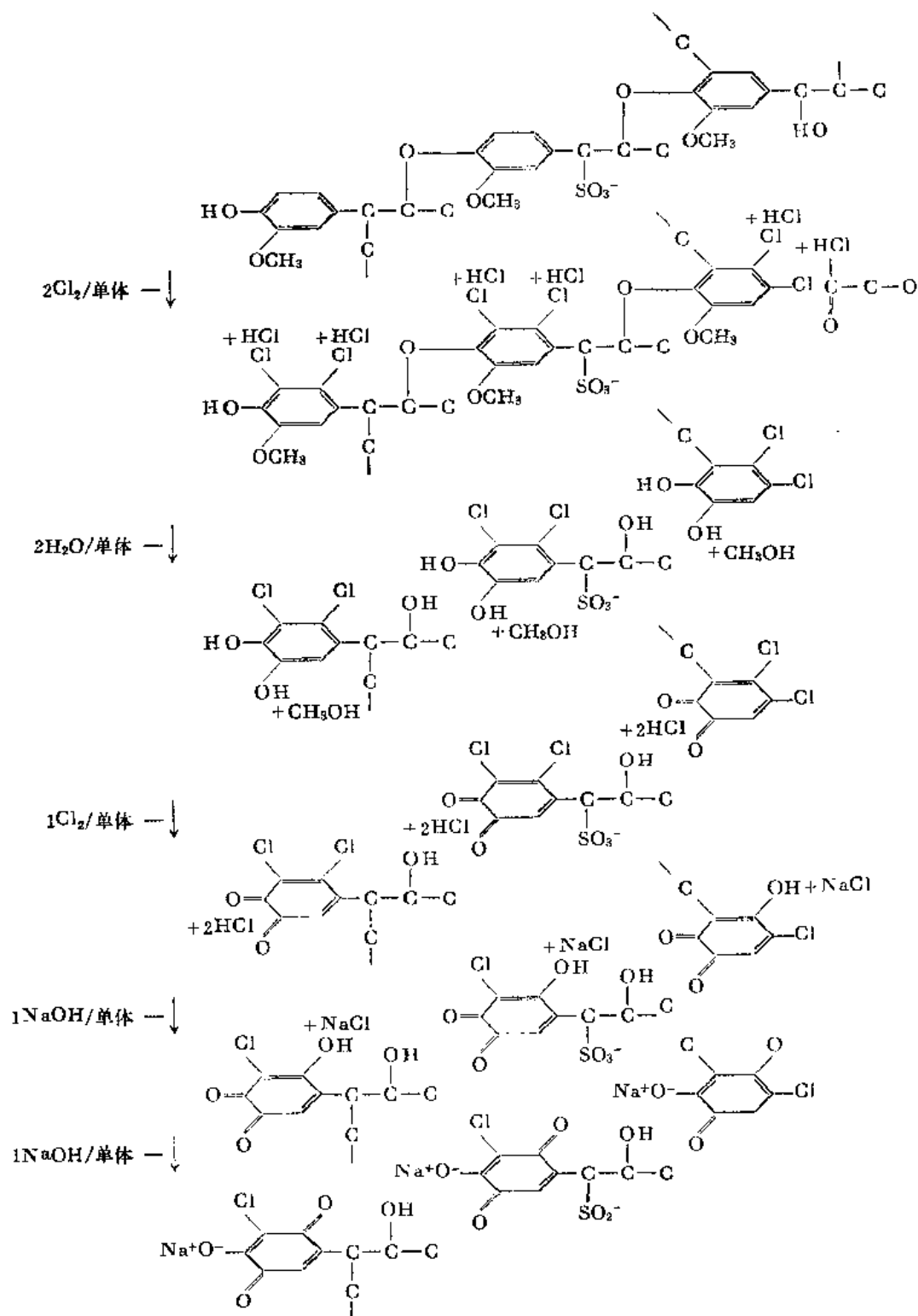


图 1-7-10 在氯化与碱处理时木素反应的示意图

从图 1-7-11 中可见,氯化反应开始进行得很快,经反应后木素分子变小,生成的氯化产物与氧化产物只有部分低分子能溶于酸性溶液,大部分要借碱处理时溶解。从图 1-7-11 中还可以看到,延续氯化时间并不可能使更多的木素被氯化,因为氯化过程具有

局部化学的性质，纤维表面的木素经氯化后，妨碍了氯分子的扩散，因此对于难漂的硫酸盐浆或硬浆，可以考虑分段氯化，即两次氯化与碱处理。这样会使漂白流程复杂化，有一部分大分子氯化木素既不溶于水，也不溶于碱，要破坏这些大分子氯化木素，需要进行补充的氧化漂白。

2. 影响氯化的因素

(1) 用氯量：纸浆氯化时的用氯量，与纸浆对氯的吸收能力有关，纸浆对氯的吸收能力不但与纸浆木素含量有关，而且也与木素的缩合程度有关。一般根据纸浆的硬度确定整个漂白的总用氯量，而氯化过程用氯量一般为总用氯量的 60~70%，对纸浆重量计，总用氯量大约是：亚硫酸盐浆 2~6%，硫酸盐浆 3~8%，半化学浆 10~15%。

氯化用氯不足，就会增加以后补充漂白的用氯量，从而就增加漂白剂对纤维的破坏作用。相反，若用氯量过高，超过木素所能吸收的量，则多余的氯只会促进氧化作用的发展，使木素溶解量增加，同时，使纤维素也受到水解和氧化作用而降解，增加漂后纸浆的返黄。

对于用氯量的控制，在生产中多凭经验，观察氯化纸浆颜色的变化。当通氯后，纸浆颜色由红褐色转向橙黄色，再由橙黄色开始转白时，表面氯化基本完成，即可停止通氯。现代化的生产过程中，已采用氧化还原电位计(ORP)，根据纸浆的硬度控制用氯量。

(2) 温度：与其他很多化学反应一样，温度升高可促进氯化过程加快。当温度升高时，氯的水解常数增加，溶液中 HOCl 的成分增加，使氯化过程中的氧化作用发展。实践证明，氯化过程是很迅速的，不需要提高温度来缩短时间，因此，纸浆氯化一般是在室温下进行，在夏季气温高于 25°C ，可适当加冷水调节，或添加助剂，防止由于温度过高，使纤维受到氧化破坏。

(3) 浓度：氯化在低浓度下进行，可以保证氯化均匀，当进行气相高浓氯化时，由于氯与木素的反应相当迅速，因此必须保证氯与纸浆的充分混合。

(4) pH 值：由于纸浆氯化时是要使木素与氯分子反应，因此必须使氯化开始时浆料的 pH 值保持在 2 以下，氯化开始后，取代反应与氧化反应的结果，约 50~70% 的 Cl_2 变成 HCl ，使漂液 pH 值保持较低，因此氯化过程无需特别控制 pH 值。

(5) 时间：氯化反应极快，在开始的五分钟内，即可耗氯 85~90%，为了使反应均匀，生产中一般掌握在 30~60 分钟可完成。

(6) 添加助剂：含氮的化合物如尿素、氨基磺酸、氯化胺以及二氧化氯等，在次氯酸盐漂白时，能作为保护剂加入，同样在氯化过程亦能起保护作用。例如，在氯化阶段，浆中加入 NH_4Cl ，可使纤维素少受损伤，表现在浆的粘度有所提高(图 1-7-12)。加入 ClO_2

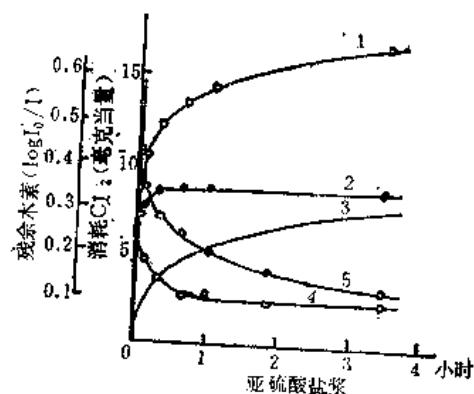


图 1-7-11 亚硫酸盐浆用过氯的氯化
1—总耗氯量 2—氯化作用所耗氯量 3—氧化作用所耗氯量 4—碱抽出的木素 5—水抽出的木素

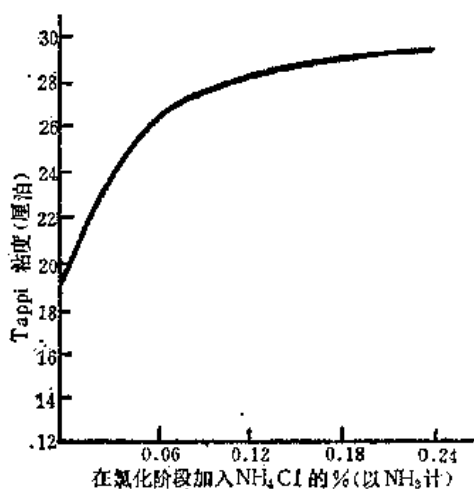


图 1-7-12 氯化阶段加入 NH_4Cl 与浆的粘度
(硫酸盐浆高锰酸钾值 18, 氯化阶段用氯量 6%, 在碱抽提后测粘度)

也有同样效果。

如果助剂先与 Cl_2 起作用而受到破坏就不能起助剂的作用了。

三、碱处理与碱精制

纸浆经氯化后, 形成的氯化木素, 只有一部分溶于氯化时形成的酸性溶液及氯化后的洗涤水中, 仍有一部分难溶的、缩合的氯化木素尚需在碱性介质中溶解。因此, 在综合多段漂白的流程中, 氯化段以后紧接着有碱处理段(或碱抽提段)。

对于一般造纸用浆来说, 碱处理主要是除去木素及有色物质。个别纸浆品种及精制的溶解用浆, 则要求不仅除去木素及有色物

质, 尚需除去半纤维素及树脂等, 以提高纸浆的纯度和平均聚合度。因此称为碱精制, 其作用条件比碱处理激烈, 作用的程度也有所差别。

亚硫酸盐浆的半纤维素对碱处理较敏感, 亚硫酸盐浆的氯化木素也较易溶出, 在氯化时就能溶出大部分, 因此, 碱处理的条件较温和。

硫酸盐浆的木素氯化后, 较亚硫酸盐浆难溶, 缩合程度高, 水溶出量少, 大部分要在碱处理时溶出, 因此处理的条件也强, 半纤维素的损失稍大。

1. 碱处理过程的化学反应

经氯化后的木素在碱处理过程中的溶解反应如图 1-7-10 所示。碱处理段对于缩合多段漂白来说, 是一个重要的步骤。处理得好, 不仅能尽量的溶出木素及有色物质, 使以后在补充漂白时, 纸浆的白度、强度均能提高; 同时由于还能溶出一些碳水化合物的羰基, 对增进纸浆白度的稳定性、节约漂剂方面有重要意义。碱处理在一般情况下, 不致损伤纤维, 但若工艺条件过于激烈, 也会出现类似碱蒸煮时纤维素与半纤维素的降解作用。

2. 影响因素

碱处理时的用碱量, 随制浆方法、未漂浆的硬度, 以及氯化用氯量而定。也与碱处理时间、温度、浆浓有关。碱处理一般使用氢氧化钠, 用量在 1~5% (NaOH 、对绝干纸浆量)、保证 pH 在 9~10 以上, 以便使纤维润胀, 碱液易扩散至纤维细胞壁深处, 有利于溶出的物质扩散出来。亚硫酸盐浆用碱较硫酸盐浆低, 亚硫酸盐浆约用 1%, 硫酸盐浆约用 2~5% (高锰酸钾值 20 以下用 3%)。

碱处理时的浆浓, 一般趋向高浓度, 可达 10~16%, 高浓既可缩小碱处理的设备容积, 也可以节省蒸汽, 使碱液浓度也随浆浓提高而提高, 有利于向纤维内扩散。

由于碱处理时各成分的溶出系一扩散过程, 因此提高温度是有利的, 但温度太高时又会增加碳水化合物的溶出, 因此温度一般用 40~70°C, 时间约 60~120 分钟。

随着气相漂白的出现, 而采用氨抽提代替一般的 NaOH 处理。新近又发展一种快

速压榨碱抽提，使设备容积和处理时间大大缩减。详细情况在第五节介绍。

3. 碱精制

为了生产白度要求高、 α -纤维素含量高、耐久性好的造纸用浆（如照相原纸、证券纸等用浆），以及纤维素衍生物工业用的溶解浆，在多段漂的氯化之后，不仅要求溶出氯化木素，同时要求降低半纤维素及低分子碳水化合物、树脂等杂质，并提高浆的平均聚合度，因此要加强碱处理的条件，达到上述碱精制的目的。

碱精制的方法有两种：一种为热碱精制，所用碱的浓度较低，处理的温度较高。例如用碱 5~6%，浆浓大于 10%，温度 100~105℃，精制后 α -纤维素含量可达到 96% 左右。为了防止纤维素在碱精制中产生碱性降解，使纸浆得率降低，可在热碱精制时加入强还原剂（如 NaBH_4 ），使纤维素分子末端醛基还原为羟基，达到保护纤维素不致降解，减少损失的目的。

表 1-7-5 为亚硫酸盐纸浆碱精制前后各项指标的变化。

表 1-7-5 亚硫酸盐浆碱精制前、后的变化

处 理 阶 段	木 素 (%)	聚 戊 糖 (%)	铜 价	α -纤维素 (%)	灰 分 (%)	粘 度 (厘泊)	得 率 (%)	
							对氯化浆	对未漂浆
氯化后的	1.80	6.88	3.14	88.3	0.27	328	100.0	95.5
20℃碱处理	1.12	6.67	2.24	89.1	0.18	372	97.4	93.0
85℃碱处理	0.77	5.36	1.78	91.3	0.26	431	92.9	88.7
130℃碱处理	0.55	5.03	1.22	93.2	0.21	467	88.2	84.2

另一种为冷碱精制，用碱量大，温度较低。例如碱浓度 9~12%，温度 20~50℃， α -纤维素含量较热碱精制为高，可达到 98~99%，纸浆得率也较低。冷碱精制由于碱浓度高，纤维素充分润胀，使纤维素结晶区之间的半纤维素都能较好的溶解，所以纸浆 α -纤维素含量高。由于冷碱精制用碱量太大，处理后碱液的过滤、纸浆的洗涤、废碱的回收都带来困难，因此比较少用。

热碱精制适用于亚硫酸盐浆。而硫酸盐浆的精制，由于经过碱蒸煮留下的半纤维素已具有抗碱性，除可以采用冷碱精制外，目前多用蒸煮前的预水解（酸或水的预水解法）来达到精制的目的。

碱精制过程中，半纤维素的溶解能力，首先决定于精制前各工序对半纤维素与木素、纤维素结合力的削弱程度，及半纤维素在纤维细胞壁内的部位。

四、补充漂白

纸浆经氯化、碱处理后，白度变化不大，特别是硫酸盐浆经氯化后产生的氯化木素，还有一部分需经氧化漂白剂的氧化破坏，使其溶出之后，才能增进纸浆的白度。因此氯化、碱处理之后，必须进行补充漂白。常用的方法有次氯酸盐漂白及二氧化氯漂白。

（一）次氯酸盐漂白

单段次氯酸盐漂白与综合多段漂白中的次氯酸盐补充漂白，其漂白原理与工艺的影

响因素基本是相同的,不同的是,所处理的纸浆的化学组成不同。例如,对同一蒸煮程度的纸浆来说,在单段漂时,纸浆含木素、非纤维素的杂质较高,而当补充漂白时,因为已经过了氯化、碱处理,木素大部分已除去,纤维素在漂白中失去了木素的保护,容易受到次氯酸盐的氧化作用而降解,因此漂白条件应比较缓和。

但从另一方面来说,由于单段漂时木素主要是靠氧化作用除去,而多段漂中木素是在氯化、碱处理时尽量除去。而氯化作用对木素的选择性强,因此,两种漂白方法所得纸浆的化学成分与性质不同。多段漂在次氯酸盐补充漂白后的浆,比单段漂后的浆 α -纤维素含量高、粘度高、铜价低,在碱中溶解的成分少,纸浆的物理性能也较好,例如,纸浆物理强度较高,白度的稳定性较好。

漂白化学浆的得率,取决于漂白过程溶出物质的多少和浆料洗涤时的纤维流失。溶出物质的多少与纸浆的硬度有关,洗涤的流失与漂白的段数有关。对同一硬度的纸浆来说,单段漂所耗漂剂较高,浆的强度低,浆的化学损失多,由于单段洗涤次数少,故纤维流失少。而多段漂的浆虽化学损失少,但因洗涤次数多,纤维流失大。所以多段漂白后纸浆的得率不一定比单段漂白的高。

(二) 二氧化氯漂白

1. ClO_2 漂液的性质

ClO_2 在室温时是带橙黄色的气体,在 11°C 加压可以成为红色液体,在 4°C 时,因每升水中能溶解 20 升的 ClO_2 气体,是 Cl_2 溶于水的 5~10 倍。

ClO_2 水溶液是一种强氧化剂,具有强的腐蚀性,只能贮于玻璃、陶瓷、无塑化剂及填料的聚氯乙烯及铂、钛等耐腐蚀设备中。

纯 ClO_2 气体有毒性,遇热、光、电火花、汞、硫及某些有机物(如磷及油脂等)会发生爆炸的危险,一般用空气或 GO_2 稀释至 10%(体积)浓度以下比较安全。

ClO_2 在不同 pH 的水溶液中,其成分不同,如图 1-7-13 所示。

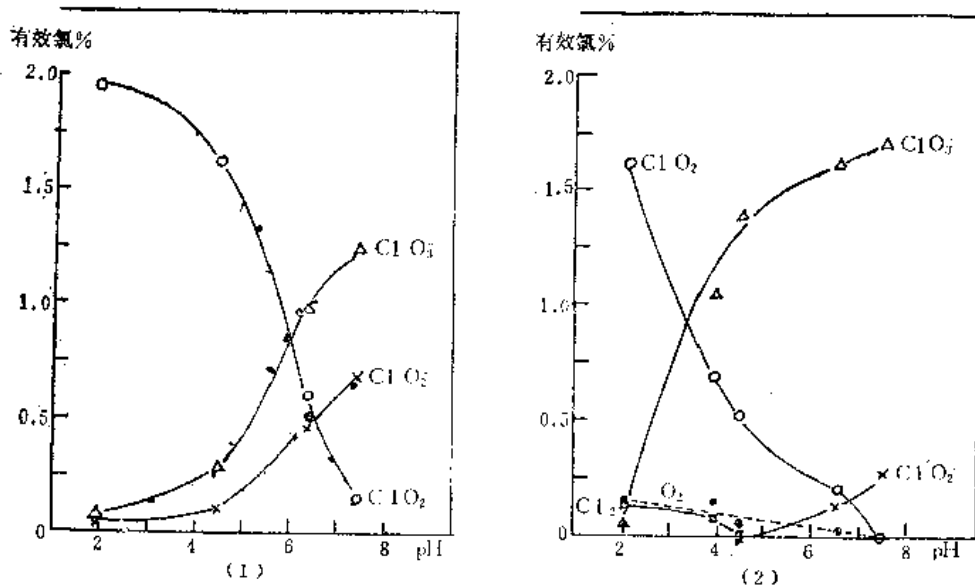
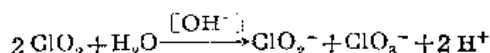


图 1-7-13 (1) ClO_2 水溶液的加水分解 (2) ClO_2 与 Cl_2 共存溶液的加水分解(有效氯计: 90% ClO_2 , 10% Cl_2)

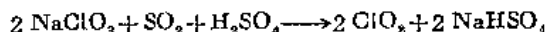
从图 1-7-13 中可见, 在酸性范围主要为 ClO_2 , 在碱性范围则为 ClO_2^- 。



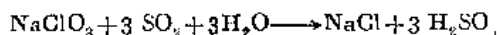
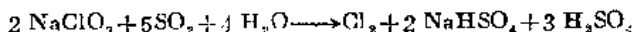
2. ClO_2 的制备

ClO_2 的制备方法很多, 基本上都是用氯酸盐为原料, 在强酸条件下还原制得 ClO_2 气体, 然后用水吸收。有时为了贮存与运输方便, 先用 NaOH 水溶液吸收 ClO_2 气体, 制成 NaClO_2 , 使用时再加酸酸化, 使其放出 ClO_2 , 供漂白用。目前, 工业生产上采用的 ClO_2 制备方法有二氧化硫法和盐酸法两类, 分述如下:

(1) 二氧化硫法[又称马撒逊(Mathieson)法], 此法以 SO_2 为还原剂, 主要反应为:



副反应为:



反应温度 $32 \sim 40^\circ\text{C}$, 在反应器中实际浓度为 0.2 M NaClO_3 , 9 N H_2SO_4 , ClO_2 的得率为 90% , 此法制得的 ClO_2 纯度较高。近年来, 生产中有加 NaCl 来抑制副反应, 虽然得率有提高, 但 ClO_2 的纯度有所下降。我国南方某硫酸盐木浆厂采用此法生产 ClO_2 , 所得残酸供塔罗油回收用, 生产流程如图 1-7-14。

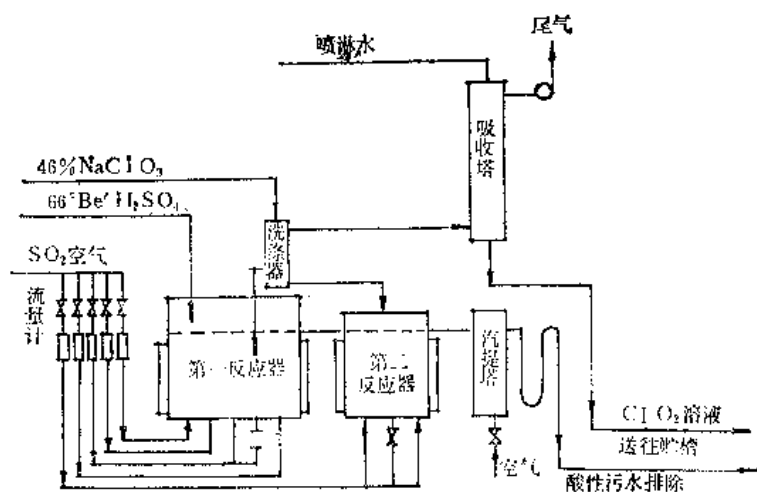
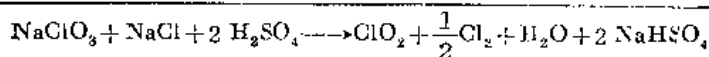
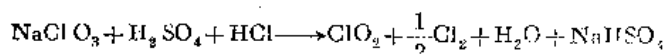
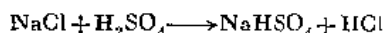


图 1-7-14 二氧化硫法 ClO_2 生产流程图

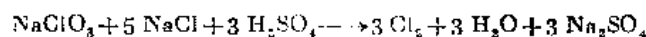
(2) 盐酸法: 主要以 HCl 为还原剂, 有以下几种:

① R-2 法: 用 NaCl 和 H_2SO_4 产生盐酸进行还原,

主要反应:



副反应：



投入反应器的 R-2 液是 3.2 M NaClO₃、3.35 M NaCl 和 10 NH₂SO₄，一般反应效率达 95%。R-2 法的缺点是有大量废液的处理问题，R-2 法的生产流程如图 1-7-15。

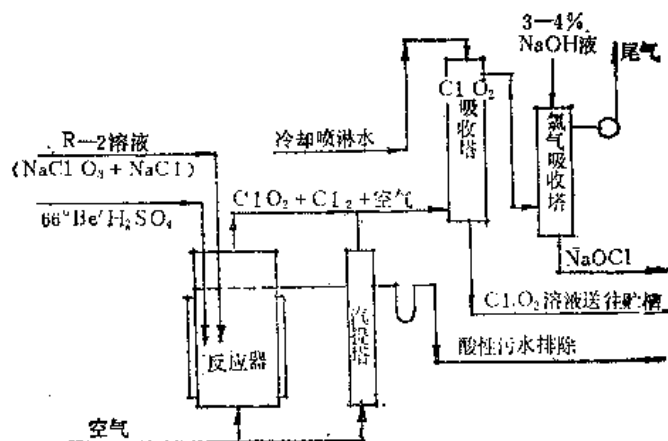
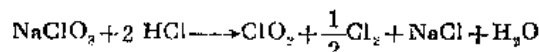


图 1-7-15 R-2 法 ClO₂ 生产流程图

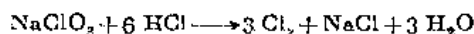
近年来发展了 R-3 法(也叫 SVP 法)，此法在反应器中抽高真空，并增加蒸发器，使 R-2 液带入的水分在反应器中蒸发，产生的蒸汽稀释 ClO₂，反应器底部连续排除 Na₂SO₄ 晶体，因此解决了废液处理问题，但设备复杂、投资较大。

② 德-凯斯廷(Day-Kesting)法(或称盐酸法)：此法直接用 HCl 作还原剂，只消耗 NaClO₃ 及电能。

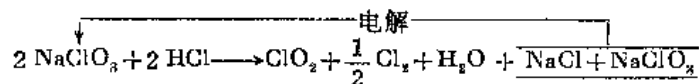
主要反应：



副反应：



反应后的残液含 NaClO₃ 100~120 克/升，将残液蒸发再回到电解槽中，副产物 NaCl 再电解成 NaClO₃，变成原液，含 NaClO₃ 360~400 克/升，NaCl 80~100 克/升循环使用，总的反应式可写成下式，反应效率为 87.5%：

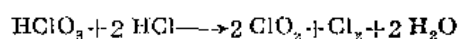
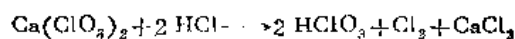


此法生产流程如图 1-7-16。

德-凯斯廷法又称盐酸法，由于生产中没有三废处理问题，在负压下反应产生 ClO₂，既安全又无污染，当采用锰作催化剂时，反应效率可提高到 97.8%，我国新建厂已采用此法生产 ClO₂。

③ 日曹法：是日本投产的最新方法，其原理属盐酸法，但采用了较便宜的 Ga(ClO₃)₂ 作原料，反应如下：

主要反应:



副反应:

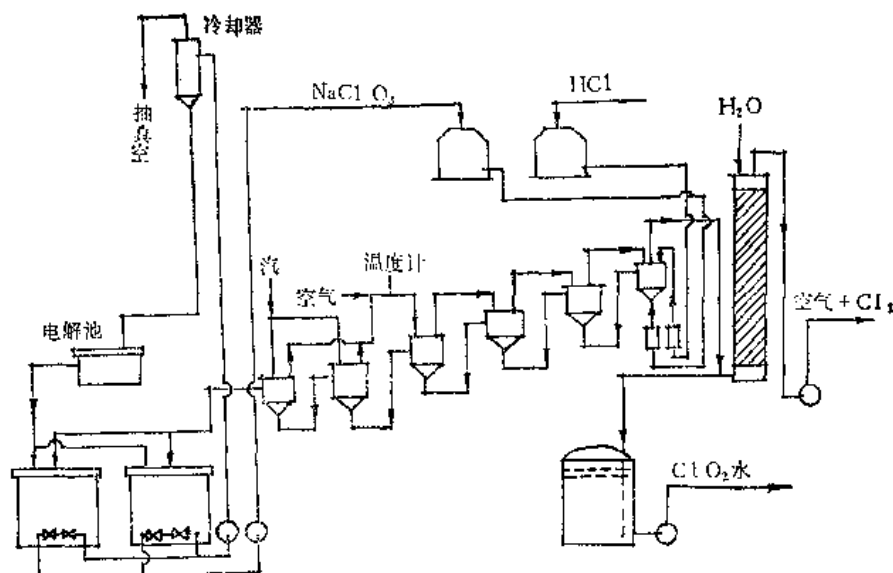
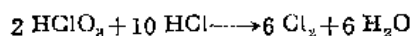


图 1-7-16 盐酸法 ClO_2 生产流程图

日曹法生产成本较低，流程如图 1-7-17 所示。

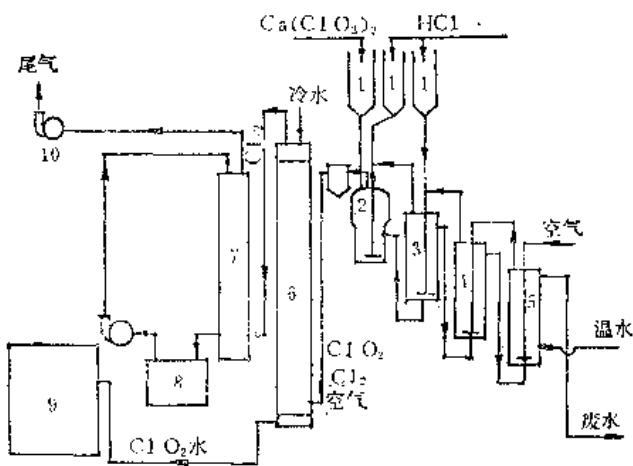


图 1-7-17 日曹法 ClO_2 生产流程图

1—漏下器 2、3、4、5—反应器 6— ClO_2 吸收塔 7—废气洗涤塔 8—稀碱和次氯酸钙贮槽 9— ClO_2 溶液贮槽 10—泵

最近，国外还在研究用 MgO 与氯为原料生产 ClO_2 ，废液中的 MgCl_2 回收成 MgO 再用。

3. ClO_2 漂白作用原理

斯文-里德洪(Sven-Rydhom)提出的木素与 ClO_2 反应的示意图如图 1-7-18。

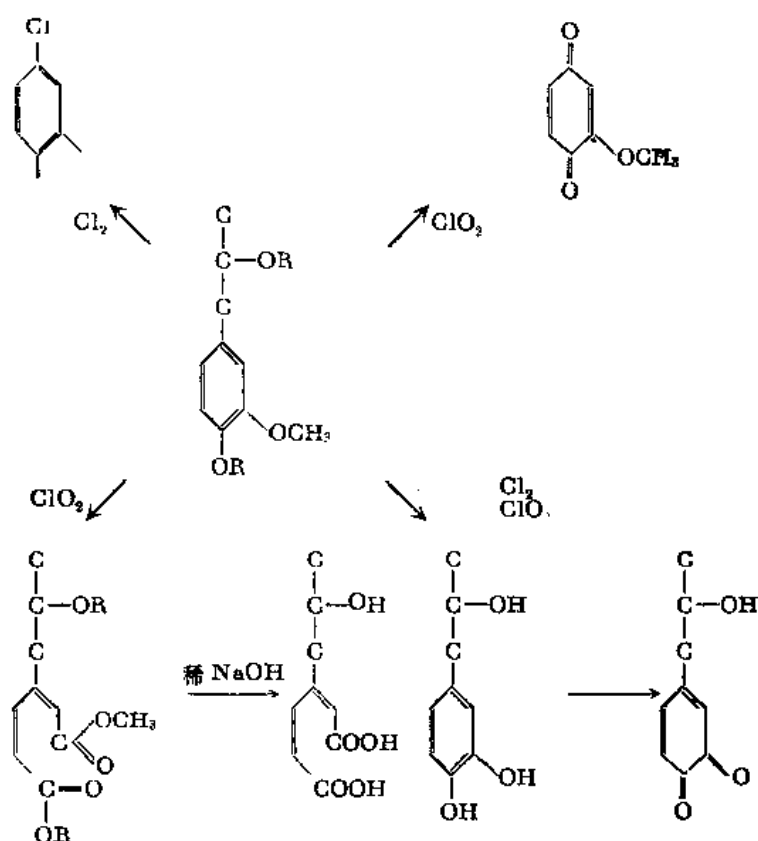


图 1-7-18 木素与 ClO_2 反应的示意图

在一般漂白的条件下，二氧化氯的氧化电势不及次氯酸盐高，因而纸浆漂白时， ClO_2 对木素反应的选择性较强。能使木素的醚键断裂，苯核打开，可溶于稀碱溶液，而使纤维素与半纤维素破坏较少。

二氧化氯在酸性介质中，对碳水化合物似乎不起作用，在一般漂白条件下，不会氧化末端醛基为羧基。工业生产的 ClO_2 常含有少量的氯，会影响到羧基的产生。当采用大量过剩 ClO_2 或在高温下，脂肪族化合物就会与 ClO_2 发生反应，而且羧基比醇基更易反应。因此预先受过氧化的碳氢单体漂白时能被 ClO_2 降解，但由于作用程度很轻，不损及整个分子。

相反，酸性亚氯酸盐能很快的使醛基转变为羧基，并与亚氯酸一样随 pH 的增加氧化作用减少。

碱性二氧化氯溶液对碳水化合物是活泼的，不仅能使醛基转化为羧基，并有新的还原基生成，出现链的降解。

在一般的氯化条件下 (25°C 、3%浆浓)，用 ClO_2 代替 Cl_2 的作用，由于 ClO_2 比 Cl_2 反应慢，因此不可能得到较高的白度，但得到的纸浆强度和白度稳定性很好，特别是对于阔叶木亚硫酸盐浆，用 ClO_2 代替氯化段的氯，经碱处理后，降低纸浆的树脂特别有效。例如 *CEDED* 漂白之后，树脂含量为 1.5%，而用 *DEDED* 漂白后则为 0.77%，经试验证明：在氯化段 ClO_2 与 Cl_2 混用，比单独用 ClO_2 或 Cl_2 效果好，如图 1-7-19 及图 1-7-20。由图中可见，当 Cl_2 与少量 ClO_2 混用时，不论纸浆粘度或是白度都比较好，

并且可以降低排水的酸度及氯化钠含量，并能使排水的色度减少。

ClO_2 漂白的影响因素如下：

(1) 温度与时间： ClO_2 与纸浆的反应很快，在前五分钟就能消耗 ClO_2 用量的 75%，然后缓慢下来，如图 1-7-21 所示。当其他条件一定时，温度增高，漂白速度加快。在一定范围内提高温度，白度也增高。但在 ClO_2 用量不足的情况下，温度过高，时间过长，则出现纸浆返黄。一般漂白温度在 $50\sim 80^\circ\text{C}$ ，尤其以 $60\sim 70^\circ\text{C}$ 为宜，低于 60°C 时，白度提高慢，高于 70°C ，纤维素也会受降解，故 ClO_2 漂白一般在 70°C 、3 小时左右。

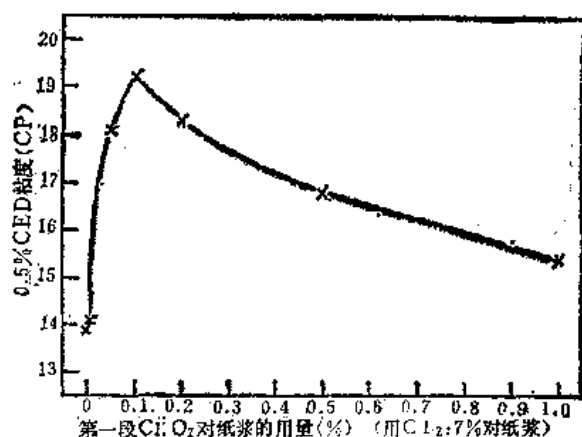


图 1-7-19 少量 ClO_2 与 Cl_2 混用对硫酸盐浆氯化的影响

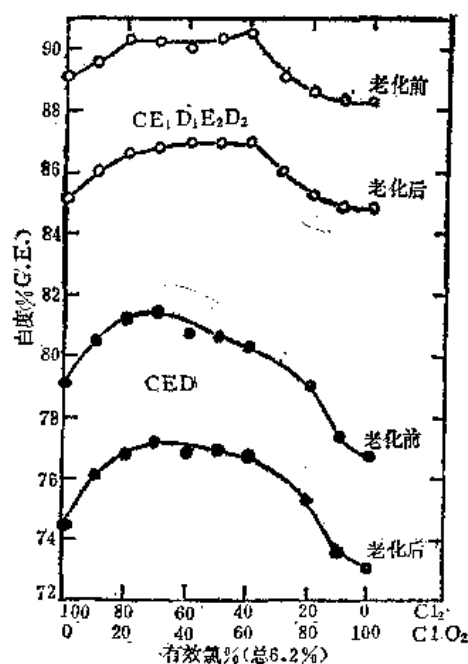


图 1-7-20 南方松硫酸盐浆氯化段 Cl_2 与 ClO_2 混合的比例对白度的影响

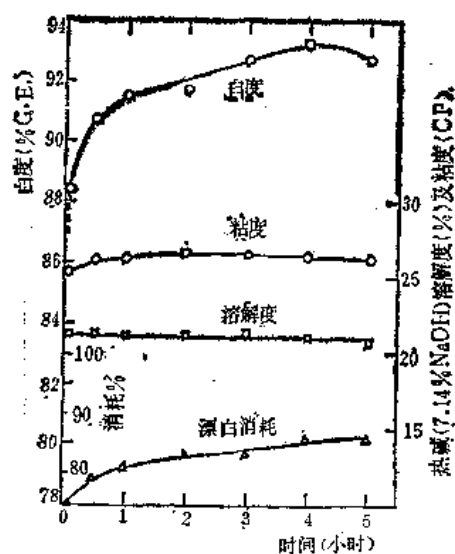


图 1-7-21 ClO_2 漂白时，时间对白度的影响

(2) 浓度：对次氯酸盐漂白来说，当漂剂用量一定时，漂白纸浆浓度大，漂白反应速度快。但对 ClO_2 漂白却不同，由于漂白温度高， ClO_2 溶解度有限， ClO_2 转入了气相，因此纸浆浓度的提高，并不意味着漂剂的浓度加大，但从节约蒸汽、提高单位设备生产能力、减少漂白废水等方面来说，提高纸浆浓度是有益的，一般采用 $11\sim 12\%$ 的浆浓。

(3) ClO_2 用量： ClO_2 的用量随纸浆种类与漂后白度的要求而定。

采用 CED 流程漂白亚硫酸盐浆可与 CEH 一样达到 80~89 G. E. 白度。 CED 流程用于硫酸盐浆，白度只达到 80~85 G. E.。若要求达到更高的白度，一般在多段漂白中采用 DED 程序来补充漂白段，最常见的是 $CEHDED$ 或 $CEDFD$ ， $CE/HDED$ ， $CEDPD$ 多段漂。不管那种多段漂，当采用 D_1ED_2 程序后都很容易达到 88~90 G. E. 白度，而且纸浆强度损失少，白度稳定。但必须注意 D_1 与 D_2 段 ClO_2 用量之间的分配。如图 1-7-22 及图 1-7-23。

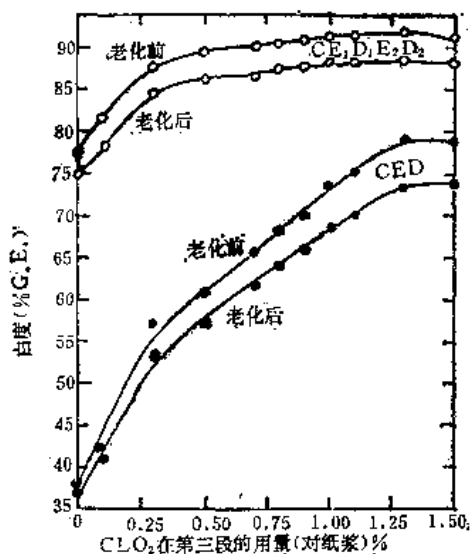


图 1-7-22 $CE_1D_1E_2D_2$ 漂白 ClO_2 在 D_1 段的不同用量对白度的影响

条件：黑松硫酸盐浆
 $C-8\%Cl_2$ (对浆重)：浆浓 3%，25°C，1 小时
 $E_1-2.5\%NaOH$ (对浆重)：浆浓 15%，60°C，2 小时
 D_1 —不同 ClO_2 用量%：浆浓 6%，70°C，3 小时
 $E_2-2.0\%NaOH$ (对浆重)：浆浓 15%，60°C，2 小时
 $D_2-0.6\%ClO_2$ (对浆重)：浆浓 6%，70°C，3 小时

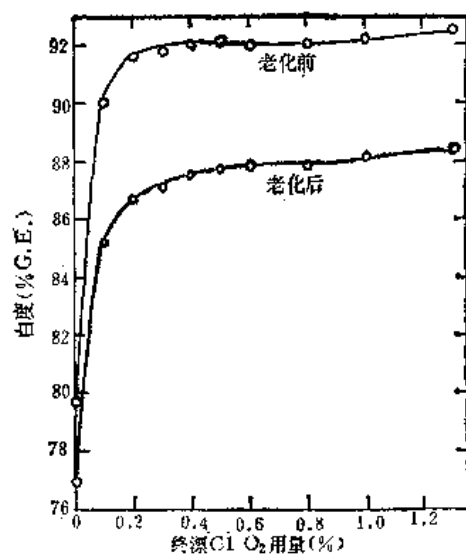


图 1-7-23 $CE_1D_1E_2D_2$ 漂白中 D_2 段 ClO_2 不同用量对白度的影响

条件：黑松硫酸盐浆
 C, E_1, E_2 同图 1-7-21
 $D_1-1.3\%ClO_2$ ：浆浓 6%，70°C，3 小时
 D_2 —不同 ClO_2 %：浆浓 6%，70°C，3 小时

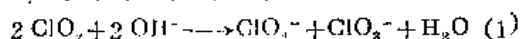
图 1-7-22 是硬度较高的松木硫酸盐浆 $CE_1D_1E_2D_2$ 漂白结果。当固定其他条件，变化 D_1 段 ClO_2 用量， ClO_2 用量在 1.25% 左右时，白度最高，而且随 D_1 段用 ClO_2 量增加， CED 及 $CE_1D_1E_2D_2$ 之后的白度也升高，但到达极限值之后，若 ClO_2 用量再增多，则白度开始下降。从图 1-7-22 可见，当 D_1 段用 ClO_2 0.7%，最后白度可达到 90 G. E.，再增加 D_1 段的 ClO_2 用量，白度增加不变。结合图 1-7-22 及图 1-7-23 可明显看出，若要求得到最大的白度，则应将 ClO_2 首先用在 D_1 段，取得最高白度（通常大约是 81~83 G. E.），然后在 D_2 段用少量 ClO_2 去达到最后的白度值。

如果最后的白度不要求达到最大值时，那么用少量的 ClO_2 使 D_1 段漂到 70~75 G. E. 范围，再用适量的 ClO_2 在 D_2 段漂到所需的白度，则总的 ClO_2 用量可以得到节约。

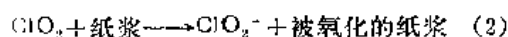
(4) pH 值：pH 值对 ClO_2 漂白反应有重要的影响，不同 pH 值的漂白的效果如图 1-7-24。从图中看到，在酸性范围漂白，纸浆的白度及粘度较高，因为 ClO_2 漂白过程

中, pH 值不同, 其反应速度与反应的类型是不同的。

在碱性时反应为:

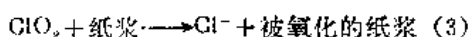


当在高 pH 时, 反应(1)进行得很快。当有纸浆存在时, ClO_2 分子被还原为亚氯酸离子, 而不再生成氯酸盐离子, 反应变为:



当 pH 值在 7 以上时, 反应(2)特别强烈, 纤维素也会像木素和树脂一样受到氧化, 表现为漂后纸浆粘度降低, 热碱溶解度增加。

在中性时反应为:



反应(3)有可能不使纤维素降解, 在 pH 为 7 时, 反应(3)进行很慢, 只有 30% ClO_2 消耗转化为氯离子。

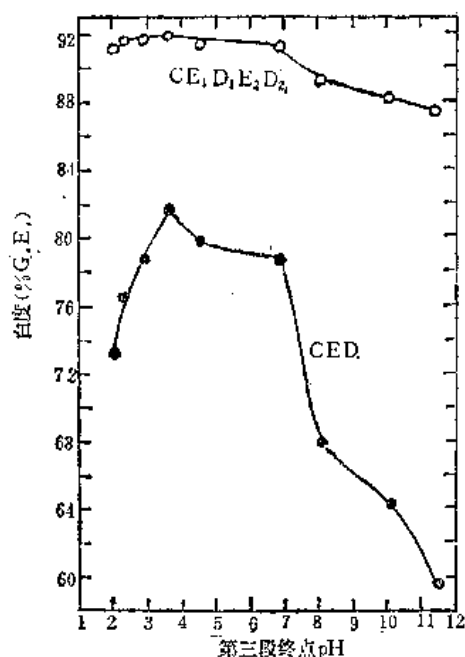


图 1-7-25 $\text{CE}_1\text{D}_1\text{E}_2\text{D}_2$ 漂白中 D_1 段的 pH 对白度的影响

条件: 黑松硫酸盐浆

C 、 E_1 、 E_2 同图 1-7-21

D_1 —1.3% ClO_2 ; 浆浓 6%, 70°C, 3 小时
加入 NaOH 0~2.4%

D_2 —0.4% ClO_2 ; 浆浓 6%, 70°C, 3 小时
pH 7

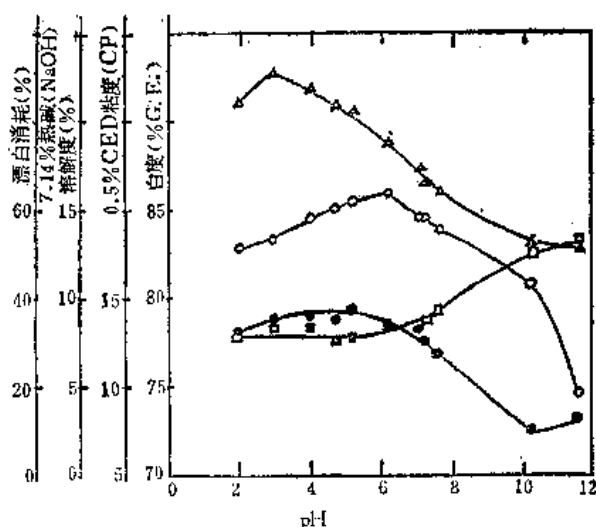
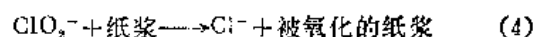


图 1-7-24 pH 对 ClO_2 漂白的综合影响

△—漂白消耗 (%) □—7.14% 热碱 (NaOH) 溶解度 (%) ●—0.5% CED 粘度 (CP) ○—白度 (% G.E.)

在酸性时反应为:



当 pH 较低时, 反应(4)进行较快, pH 6 以上时则较慢, 当 pH 降至 4 时, 则反应速度升高很快。

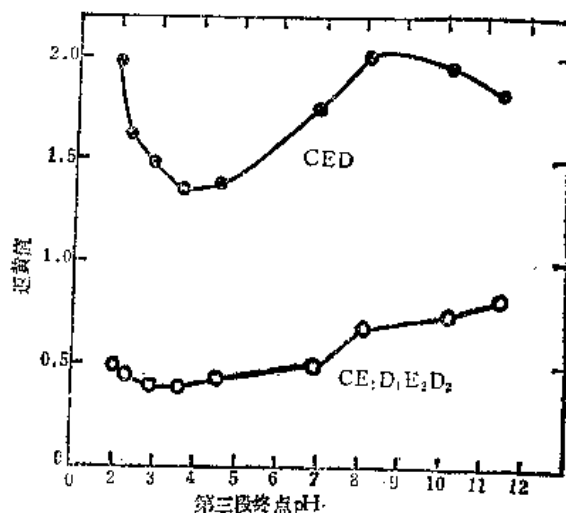


图 1-7-26 $\text{CE}_1\text{D}_1\text{E}_2\text{D}_2$ 漂白时 D_1 段 pH 对漂白后返黄的影响

条件: 同图 1-7-25

ClO_2 漂白在高 pH 时进行, 由于反应快故温度可以低, 时间可以短些, 此时 ClO_2 的腐蚀作用亦小。但从图 1-7-24 中可以看出, 在较高的 pH 下, 纸浆粘度下降较多, 同时在高 pH 值下, ClO_2 的氧化能力只发挥 1/5。因此一般 ClO_2 漂白在微酸性下进行, ClO_2 用量可以减少, 而且纸浆质量好。但使用的温度和时间则必须增加。

在多段漂白中采用 ClO_2 段时, 由图 1-7-24 中可以看到, CED 漂白的第三段 (D 段) 漂白的终点 pH 值对白度的影响很敏感, 在图 1-7-25 中表现得尤为明显。

就返黄值来说, 如图 1-7-26, CED 的 D 段终点 pH 为 4, 返黄最小, 在碱性范围返黄较大。但对于 $CE_1D_1E_2D_2$ 漂白流程来说, 不管 D_1 段终点 pH 如何, 只要 D_2 段的 pH 掌握得适宜, 无论对白度或是返黄值影响都很少。一般控制的终点 pH 值范围: D_1 的 pH 3.5~4.5, D_2 的 pH 4.5~5.5 较适宜。准确的 pH 值取决于纸浆漂白的性质与加到每一段的 ClO_2 的数量, ClO_2 漂白中产生的酸性物与盐酸会使 pH 下降, 在酸性下漂白设备腐蚀严重。近年有采用缓冲剂使其在中性漂白(实际是微酸性), 使用 CaCO_3 为缓冲剂的效果见表 1-7-6。

表 1-7-6 中性 ClO_2 漂白的条件及漂白的结果

漂白温度	70	70	80	80	90	90
CaCO_3 添加量(对绝干纸浆, %)	0	1.0	0	1.5	1.5	2.0
最终 pH 值	3.5	6.3	2.8	6.3	2.4	6.8
残留药品(%, 对加入量)	11	16	2	11	微量	0
白 度(% G. E.)	89.1	89.1	90.1	89.7	90.3	89.4
粘 度(CP)	22	20	20.6	18.7	18.7	18.2
铜 价	0.61	0.65	0.73	0.83	0.88	0.89
羧基含量(毫克当量/100 克)	1.25	1.27	1.35	1.31	1.08	1.32
α -纤维素(%)	86.4	86.6	86.9	86.2	86.6	86.8
灰 分(%)	0.18	0.90	—	1.17	0.15	1.55
得 率(%)	99.23	99.89	99.12	100.05	98.81	100.42
得率-灰分(%)	99.05	98.99	—	98.88	98.66	98.87

五、酸 处 理

经过漂白以后的纸浆, 再与无机酸作用, 这一过程称为酸处理。漂白的最后一段如果是在碱性介质中进行的, 经酸处理后, 不仅可以中和残碱, 提高纸浆洗涤效率, 还可以提高纸浆的白度稳定性。特别是在生产精制浆时, 采用酸处理是降低灰分指标的重要手段之一。

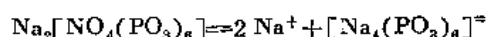
漂后的纸浆常含有一定的灰分(木浆含灰分 1~1.5%, 草浆约含 5%)。灰分的主要组成是钙、镁、钠、钾、硅、铁、铜、锰等, 有的是原料本身带入的, 有的是由化学药品、生产用水或设备上带来的, 它们之中有的与纤维素分子中的羧基结合, 有的沉积在纤维上, 在酸处理过程中, 由于阳离子交换作用, 可以脱除这些灰分。

酸处理时, 适宜的 pH 值一般控制在 2.5~3.5, 采用的无机酸有硫酸、亚硫酸、盐酸。加酸量 1~2%(对纸浆), 浆浓 3~6%, 在常温下作用 30~60 分钟。使用盐酸比硫酸较好, 在效果相同的情况下用量可减少 0.5%。当使用亚硫酸时, 还可借助亚硫酸的

还原性，起到脱氯剂的作用，并能提高白度及白度的稳定性，避免残留的漂白剂对纤维的破坏。

酸处理设备必须耐酸腐蚀，它可以在单独的酸处理塔中进行，也可以在最后一段的漂白机中进行。

在生产精制浆时，经酸处理后灰分明显下降，但往往到抄浆时，灰分又复上升，这是输送管道、设备及生产用硬水的再次影响，使纤维再度吸附金属离子。据试验，如果在浆料进行酸处理和酸处理后的洗涤中，加入能与 Ca^{++} 、 Fe^{++} 等离子形成复盐的物质，如乙二胺四乙酸以及各种磷酸盐（六偏磷酸钠、磷酸三钠、焦磷酸四钠等），可以避免浆中灰分上升。六偏磷酸钠在水中会按下式离解：



六偏磷酸钠阴离子中钠离子能取代钙、镁、铁等离子或其他二价或三价的金属阳离子，形成 $[\text{Ca}_2(\text{PO}_3)_6]^{2-}$ ，或 $[\text{Mg}_2(\text{PO}_3)_6]^{2-}$ ，或 $[\text{Fe}_2(\text{PO}_3)_6]^{2-}$ 等复阴离子，使钙、镁、铁等离子处于复阴离子中带负电荷，故不再被纤维所吸附。

在生产酸法精制木浆的酸处理时，六偏磷酸钠最合适的用量为 1%，在此条件下，铁含量由 49.4 ppm 可降低到 10 ppm。在酸处理及其在浆料洗涤时分别加入 1% 和 0.1% 的六偏磷酸钠，则浆料中的铁含量可降低到 10 ppm 以下。

六、连续式漂白设备

现时 30 吨/日以下的小纸厂，单段次氯酸盐漂白多采用 20 米³~35 米³ 的漂浆机（带洗鼓）。浆料漂后在机内洗涤，耗水量大，洗涤时间长是其缺点。一般大、中型纸厂则用间歇式漂白池（类似浆池），或连续的漂白塔，漂后纸浆送洗浆机洗涤。现将连续式漂白设备重点介绍如下：

1. 氯化塔

图 1-7-27 是一种低浓升流式氯化塔，适用于多段漂白氯化段用及连二亚硫酸钠（锌）漂白用。容积 85 米³ 以下的由钢板卷制，内衬橡胶。容积在 100 米³ 以上则用钢筋混凝土结构，内壁衬耐酸砖或涂以环氧树脂。塔身为完全封闭的圆筒形，浆料由下部切线方向送入，被塔下部的循环器推动，沿下部锥形的圆柱体螺旋上升，塔顶有一个倒置圆锥体，浆料升至上圆锥体周围被稀释，再送至洗浆机洗涤。这种塔既阻止了空气的进入，又防止过剩的氯气逸出塔外污染环境，较老式的升流塔需要设置上部搅拌器及刮浆器要合理得多。

由于氯的溶解度低，液相氯化一般采用 3% 浆浓以下，升流塔满塔操作，塔的容积设计以使浆在塔内停留 1 小时左右，按生产能力选择。塔径有 $\phi 2200 \sim \phi 3500$ 毫米，塔径与高度比以 1:5~6 为宜。

由于氯化反应迅速，时间短，为了保证反应的均匀性，在浆料进塔前浆与氯的混合极为重要，对于高浓氯化来说，则更显得突出。浆氯混合器的型式有以下几种：

(1) 喷射式浆氯混合器：喷射式浆氯混合器的喷射器是利用文丘里节流原理，喉部的流速要求大于 25 米/秒，进浆压力 $3.43 \sim 4.91 \times 10^5$ 牛顿/米²（3.5~5 公斤/厘米²），进水压力 7.06×10^5 牛顿/米²（7.2 公斤/厘米²），浆浓 2.5~3.5%，使氯气系统形成负

如图1-7-28是降流式碱处理塔,供多段漂白的碱处理或碱精制时用。塔径有 $\phi 2200 \sim \phi 3500$ 毫米,高度9~11米,随生产能力选用容积大小,塔身由钢板卷成或为钢筋混凝土结构,内涂树脂,处理浆浓8~10%,浆料可由螺旋输送机或中浓浆泵送入,经作用完成后自塔下部喷高压水稀释,循环到3%浓度,由泵抽至洗浆机。

若要作碱精制用,温度高于 100°C ,塔必须作成耐压容器。

近年来,国外发展一种快速压榨碱抽提的方法,代替普通碱处理塔及其处理后浆料的洗涤,使设备流程大大简化,作用时间也大为缩短。

快速压榨碱抽提的设备,由稀释桶与双辊压榨机组成。氯化完毕的浆料经压干至30%浓度后,在稀释桶中加碱加水稀释成4%浆浓,再送入双辊压榨机压干至30%的浓度,再送下段漂白。碱处理时间仅约5分钟,相当于12%浓度的浆料在碱处理塔处理1小时的结果,而且用碱量相同。双辊压榨机作用原理如图1-7-29所示,4%的浆料进入压力槽,在辊面过滤被增浓,形成滤层,再进入压榨区,调节压力压至所需浓度。压榨机生产能力由辊速、压力槽压力决定,辊速2~20转/分,压力槽表压 1.38×10^5 牛顿/米²,两辊中有一活动辊及轴承套,装有铰链,由气垫转动,给予这些传动器的空气压力正比于压区的压力,由此可调节浆料出口浓度。

3. 漂白塔

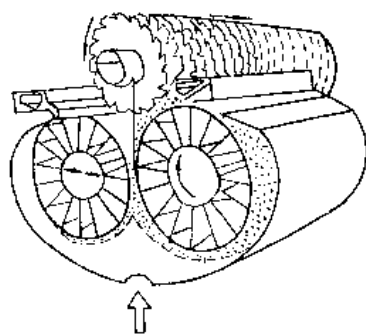


图 1-7-29 双辊压榨机操作原理图

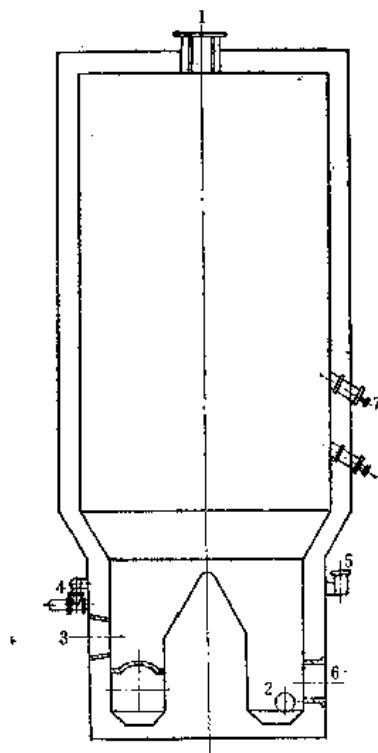


图 1-7-30 降流式漂白塔

1—进浆口 2—出浆口 3—液位计接口 4—针形阀 5—清水进口 6—人孔 7—测温点

图1-7-30为多段漂白用的降流式漂白塔,一般用钢筋混凝土结构,内衬瓷砖或涂以树脂,底部内径有 $\phi 2500 \sim \phi 3500$ 毫米,塔的高度由生产能力及漂白时间来确定,塔的操作、设计要求与碱处理塔相同。

图1-7-31为适用于 ClO_2 漂白的一种高浓升降流式漂白塔,由升流的预反应室和降流漂白塔组成。操作时高浓浆泵将已与 ClO_2 混合、并经加热的浆料泵至预反应室的底部,再经上部进入降流塔,由塔的下部排出。由于 ClO_2 在热浆中溶解度低,又是有毒的腐蚀性气体,容易爆炸,采用这种塔,浆料首先经过有压力的预反应室,当进入降流塔

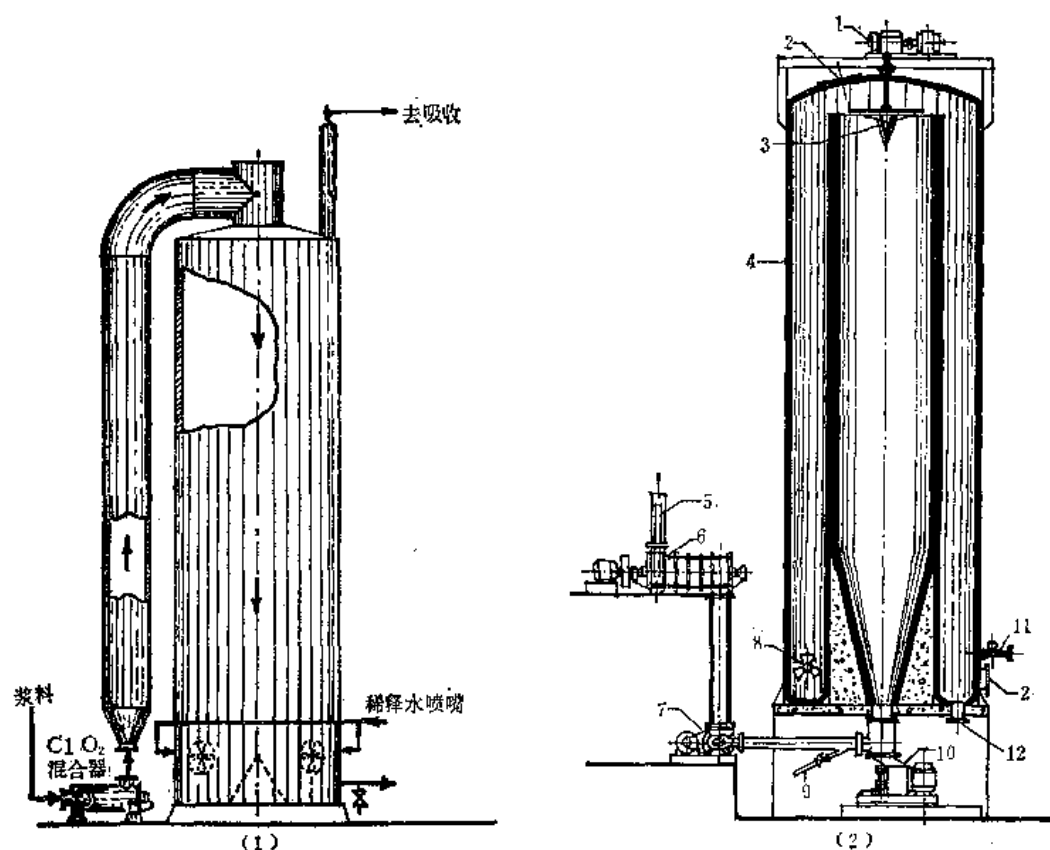


图 1-7-31 升降流式 ClO_2 高浓漂白塔

1—蜗轮减速器 2—人孔 3—洗涤器 4—漂白塔 5—蒸汽管 6—单辊混合器 7—浆泵 8—循环器 9— ClO_2 加入器 10— ClO_2 混合器 11—稀释用喷嘴 12—出料口

时，可逸出的 ClO_2 已经很少，而且还可以引出由水(或 NaOH)吸收后回用。

此外，国外还使用有升降流混合塔，用于 ClO_2 漂白，即是将预反应室移至降流塔的中心，结构就紧凑了，同时还可以利用外层降流塔的液位调节浆料在塔内停留的时间。

不论是碱处理或是漂白，浆料在进塔前与碱液或漂液、蒸汽的均匀混合都是非常重要

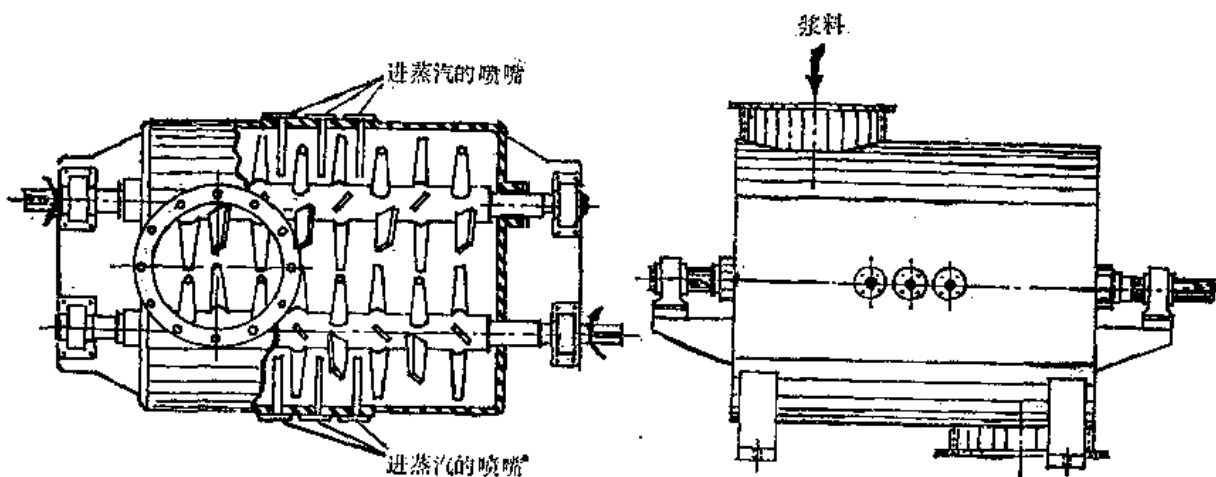


图 1-7-32 双辊混合器

要的，只有达到了浆料与药品、蒸汽的均匀混合，才能保证漂白质量的均匀一致。常用的混合器有双辊混合器，图 1-7-32 是生产能力为 60~100 吨/日的双辊混合器。外壳内包有 $\phi 580/\phi 760 \times 1770$ 毫米的两个带齿的搅拌辊，转速分别为 280/288 转/分，外壳上有两列蒸汽喷嘴，可进行均匀加热浆料，为了确保浆料与药品的均匀混合，在前一段洗涤机出口就开始喷淋药品到浆料上，再进混合器混合，则效果更好。

第四节 机械浆的漂白

普通磨木浆的白度一般为 $45 \sim 65^\circ \text{G.E.}$ ，得率较磨木浆稍低的化学机械浆或半化学浆，由于有少量的化学处理，纸浆的强度性能虽有改善，但纸浆的白度往往是下降了。由于机械浆与半化学浆的迅速发展，使用范围也在逐步扩大，因此对它们的白度要求也相应提高，迫切要求解决机械浆的漂白与白度的稳定性问题。机械浆有较高的不透明性是它的特点，当其与化学浆配用时，漂白的机械浆的白度对混合浆白度的影响，比漂白化学浆的影响更大。例如，用 50% 白度为 80°G.E. 的漂白亚硫酸盐木浆和 50% 白度为 60°G.E. 的磨木浆配用，其混合浆用计算方法求得的白度为 67.3°G.E. 。如果将亚硫酸盐木浆白度提高 10 度，混合浆白度将提高到 69.0°G.E. (总提高数只有 1.7 度)，然而如将磨木浆的白度提高 10 度，则混合浆白度为 74.3°G.E. (总提高数 7.0 度)。

机械浆的漂白，不适宜采用破坏木素结构，并使其溶解的漂白方法。一般采用氧化性或还原性的漂白剂来改变发色物质的发色基，使其减少发色基与助色基之间作用而脱色，最早用的漂白方法，是使用 1~2% 亚硫酸氢钠，直接喷到磨木机中，或在湿抄过程中，湿浆板浸渍短时间。由于白度只提高 2~4 度，白度亦不稳定，现在较常用的有过氧化物及连二亚硫酸盐漂白。

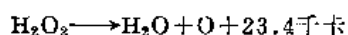
一、过氧化物漂白

过氧化物漂白多用于漂白机械浆、高得率化学浆、废纸回收纸浆等，也经常用于化学浆多段漂白的终漂段。由于主要是起脱色作用，不同于含氯的漂剂破坏木素、色素结构并使其溶出，因此，漂后纸浆能保持机械浆的特性，漂后纸浆白度提高，而纸浆得率损失很少，对纸浆化学成分、机械性能影响很少，白度亦比较稳定。用过氧化物漂白的纸浆，在阳光或氙光辐照下，经过一段老化时间后，比未漂白的纸浆白度更为稳定。

(一) 过氧化物的性质

漂白使用的过氧化物有过氧化氢、过氧化钠，或者两者兼用。

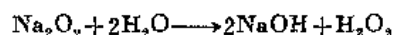
过氧化氢 (H_2O_2) 为无色液体，工业上供应的 35% (重量) 及 50% (重量) 的过氧化氢，分别是含有 16.5% 及 23.5% 活性氧的水溶液，一般在酸性时稳定，在高 pH 时极不稳定，容易受铁、铜、锰及其他重金属离子、热、紫外线及酶的作用而分解，反应为：



上述过氧化氢水溶液是无毒的有腐蚀性的，与有机物接触可能发生自燃，一般多用铝桶装运。

过氧化钠 (Na_2O_2) 是浅黄色的粉末，它由灼热到 300°C 的金属钠在空气流中氧化而

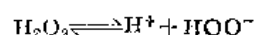
成。工业上 96% 的 Na_2O_2 (含有活性氧 19.6%) 是活性很强的氧化剂, 受热、摩擦及少量水的存在, 都会使有机物氧化自燃, 故应在干燥状态下保存。过氧化钠遇水呈剧烈水解反应, 生成过氧化氢再分解:



溶液呈碱性并放出 H_2O_2 , 1.2 公斤的 35% (重量) 的 H_2O_2 和 1.03 公斤的 NaOH (100%), 才相当于 1 公斤 (96%) 的 Na_2O_2 。由于 Na_2O_2 价格贵, 一般使用 H_2O_2 较多。

(二) 过氧化物的漂白作用及影响因素

过氧化氢在水溶液中可以离解如下:



故过氧化氢是一种弱酸, 在碱性介质中, 有利于 HOO^- 离子的生成。过氧化氢的漂白作用, 主要是 HOO^- 离子使发色基脱色, 有人认为, HOO^- 离子与木素结构单元苯核侧链上的 α, β 不饱和双键或侧链 α 碳上的醛基、羰基等部位起反应, 经反应后木素结构骨架大体上不起变化。

过氧化物漂白时的氧化电势较低, 如图 1-7-33 所示。因此漂后纸浆强度没有影响, 对碳水化合物作用很少。过氧化氢漂白的主要影响因素如下:

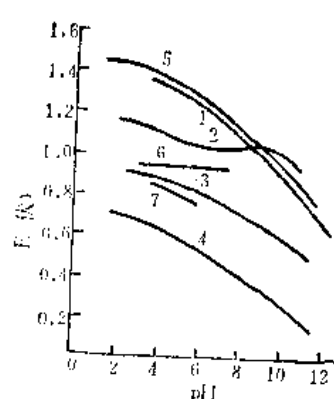


图 1-7-33 几种漂白剂的氧化还原电势
1— NaClO (Solvay) 2— ClO_2 (Solvay)
3— NaClO_2 (Solvay) 4— Na_2O_2 (Solvay)
5— NaClO (Hisey-Koon) 6— ClO_2 (Holst)
7— NaClO_2 (Holst)

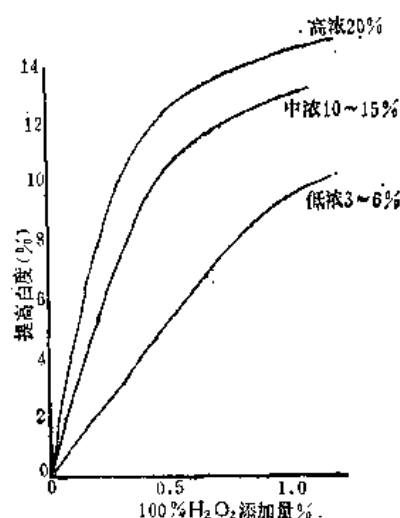


图 1-7-34 磨木浆漂白时纸浆浓度与 H_2O_2 添加量对白度的影响

(1) pH 值: 过氧化氢漂白主要是 HOO^- 离子起作用, 因此漂白应控制在碱性 pH 值高, 会增加漂白反应速度和 H_2O_2 的分解速度。最适宜的 pH 值在漂白开始时应为 10~11, pH 值过高, 由于分解作用使 H_2O_2 消耗增加, 浆色发黄。随漂白的进行, pH 值会下降, 为了稳定 pH 值在碱性, 需加入硅酸钠等弱碱缓冲剂, 碱的用量取决于 H_2O_2 的用量及纸浆的浓度等条件。

(2) 稳定剂用量: 硅酸钠不仅作为碱性缓冲剂, 并且能抑制 H_2O_2 的分解, 预防设备受腐蚀。硫酸镁能防止过氧化氢因有微量重金属离子而引起的催化分解反应, 加入少量有显著效果, 为使漂液得到较大的稳定性, 也可以直接把稳定剂硫酸镁加入浆料中搅拌均匀。

硅酸钠的用量在2~8%，磨木浆一般使用5%（对绝干浆重）的硅酸钠溶液（41.6°Bé、11.5% NaOH）。漂白化学浆时用量为1.5%， $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 用量约0.05%（对绝干浆重）。

（3）纸浆的浓度：漂白时浆料浓度增加，可提高漂白速度，节约蒸汽，提高白度。浆料浓度对白度的影响如图1-7-34所示。浓度太高，操作上有困难，而且最高白度达到后又容易出现白度下降，一般采用中浓10~15%为宜。

（4）温度与时间：漂白温度增高，固然可使漂白时间缩短，但最恰当的温度通常在40~60℃之间，超过60℃，白度反而会下降。漂白时间一般根据其他条件而变化，通常为1~4小时，漂白终点时，应使浆内残留过氧化氢的量为加入量的10~20%，若碱性太大而 H_2O_2 全部消耗，则白度会回降。因此，一般 H_2O_2 漂白终了后应加酸，使纸浆中和至微酸性（pH 5左右），或者加还原剂以除去多余的 H_2O_2 。

（5）预处理：由于纸浆内常会有重金属离子和酶，漂白时易使 H_2O_2 分解放出 O_2 ，增加漂剂消耗。重金属离子（铁、铜、锰、铬等）可能来自原料、水或设备本身，酶可能在浆料贮存中产生。为了降低这些促进分解的催化剂，常进行浆料预处理。

预处理的办法是：在室温下把低浓度纸浆（1~5%浓度）加酸或化学药品处理，接着进行洗涤浓缩，以除去上述杂质，处理的方案：

① 加螯合剂，常用的为DTPA（二乙撑三胺五醋酸）。DTPA（40%）用量0.2~0.4%（对绝干浆重），在微酸性下处理10分钟。

② 用含有效氯0.5%的次氯酸盐，在pH 7~8下处理可增进白度约5%左右。

③ 用0.1%磷酸盐处理，对提高浆料白度、增进漂白浆热稳定性有好处。

（6）过氧化物的用量：过氧化物的用量取决于纸浆的性质，及所要求的白度等因素，过氧化物用量与白度的关系如图1-7-35所示。

一般单段漂白磨木浆、半化学浆、亚硫酸盐浆用2% Na_2O_2 比较经济。漂白磨木浆在32℃及5%浆料浓度下，1% Na_2O_2 用量可改进白度6~7度，用1.5%可提高8~9度。用2%可提高10~11度，用于化学浆多段漂的终漂时， Na_2O_2 用量应在1%以下。

（三）过氧化物漂液的制备

制备过氧化物漂液时，可以采用过氧化氢，也可采用过氧化钠，或者是两者兼用。由于过氧化物漂白时最初pH值应在10~11，因此使用过氧化氢（50% H_2O_2 ，pH值在2.4~2.7）时，必须加碱调节。使用过氧化钠时，需加酸调节过量的碱。在工业生产中，若采用适当比例，将过氧化氢和过氧化钠配合使用，则可以减少调节pH值用的NaOH或 H_2SO_4 。以上三种方案，应因地制宜的选用。

表1-7-7为磨木浆漂白用的过氧化物漂液的配制示例。

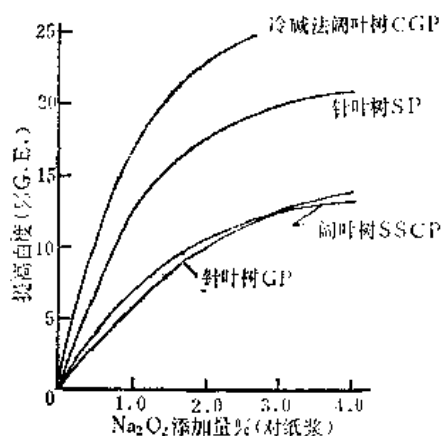


图 1-7-35 不同纸浆的过氧化物漂白
CGP—化学磨木浆 SP—亚硫酸盐浆 SSCP—半化学浆 GP—磨木浆

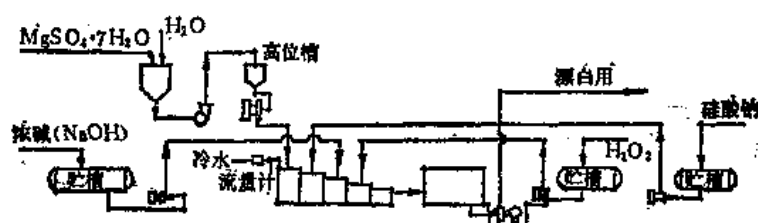
表 1-7-7

过氧化物漂液的配制

药 品	过氧化钠 (%)	过氧化氢 (%)	混合配方 (%)
硫酸镁	0.05	0.05	0.05
硅酸钠 (42°Bé)	5.0	5.0	5.0
过氧化钠 (96%)	2.0	—	1.0
硫酸 (66°Bé)	1.4	—	—
氢氧化钠	—	1.0	—
过氧化氢 (50%)	—	1.68	0.84

漂液制备可以用间歇式流程或连续自动化流程,但药品加入的次序均应:先将硫酸镁溶解,然后加入硅酸钠混合,再加碱搅拌均匀,最后加过氧化氢。若使用过氧化钠,则在加入硫酸镁与硅酸钠之后,先加过氧化钠再加入硫酸调节 pH 值。

连续自动调制 H_2O_2 的流程如图 1-7-36,漂液配制好后不宜久存,一般漂液浓度为每升 5~20 克(H_2O_2 100%)。

图 1-7-36 H_2O_2 漂液连续自动调制流程图

(四) H_2O_2 漂白的方

H_2O_2 的漂白可用塔式漂白或浸渍漂白。中浓塔式漂白法所用设备与碱处理或次氯酸盐漂白所用的连续漂白塔相类似。漂白条件如下:

磨木浆: H_2O_2 (100%) 0.5~1.5%, NaOH 0.5~1.5%, 40°Bé 的硅酸钠 5%, 硫酸镁 0.05%; 浆浓 10~15%, pH 10~11, 温度 50~60°C, 时间 2~3 小时, 漂后用 SO_2 中和。

化学磨木浆: 基本条件与磨木浆漂白相同,但 H_2O_2 用量稍多,温度稍高。

化学浆: H_2O_2 (100%) 0.2~0.6%, NaOH 0.1~0.2%, 40°Bé 硅酸钠 2%, 硫酸镁 0.02%; 浆浓 10~15%。对于亚硫酸盐浆: 温度 40~60°C, 漂白 3~4 小时; 对于硫酸盐浆: 温度 70~90°C, 漂白 3~4 小时。

浸渍漂白特别简单,即是用 H_2O_2 漂液浸渍正在离开湿抄机的浆张,在纸浆贮运过程中起漂白作用。高浓纸浆 (30%~50%) H_2O_2 漂采用此法,特别简单。由于贮运过程温度较低,故漂白时间长,一般要 1~7 天。如果贮运时间较长,则必须小心调整碱度使其 H_2O_2 耗尽时,纸浆呈中性或微酸性,以免碱度高使白度下降。

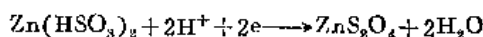
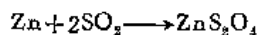
二、还原剂漂白

用还原剂漂白,只能使发色基还原为无色结构,对浆的得率和强度没有影响,曾使

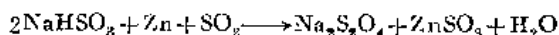
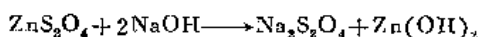
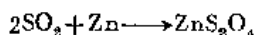
用过的还原剂有 H_2SO_3 、 Na_2SO_3 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 、 ZnS_2O_4 ，后两种使用较多。

连二亚硫酸钠是白色结晶粉末，遇水和空气很易分解，放出热量，甚至会引起燃烧。连二亚硫酸锌亦为白色粉末，在干燥地方较稳定，受湿和受热会分解。

以上两种连二亚硫酸盐均为强还原剂，极易被氧化，大量使用时，一般在纸浆厂自制，主要反应如下：



连二亚硫酸钠的制造反应为：



(用盐析法进行结晶分离)

连二亚硫酸盐的分解受 pH 值的影响很大，在碱性时比较稳定，在酸性时易分解(钠盐在 pH 5 分解最高，而 Zn 盐以 pH 4 分解为最高)。两者均极易被氧化，是强还原剂，易受空气中的氧氧化而损失还原性。本身也易产生自身氧化还原。

pH 值对连二亚硫酸盐漂白磨木浆的影响如图 1-7-37，从图中可见，连二亚硫酸锌漂白时适宜的 pH 值范围较连二亚硫酸钠为广，但具体的 pH 值应随纸浆的种类与其他条件而定。

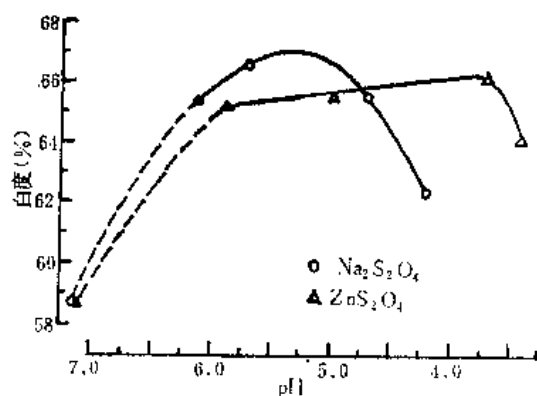


图 1-7-37 pH 对磨木浆漂白白度的影响

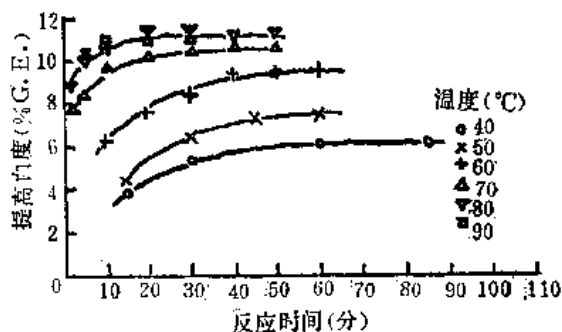


图 1-7-38 连二亚硫酸钠漂白时，温度与时间的影响

纸浆漂白时的浓度太低，则水中溶解的空气中的氧对漂液有影响。浓度高则需迅速的将纸浆与漂液均匀混合，防止空气的混入与局部 pH 过低，一般采用 4~5% 的浆浓。温度以 50~65°C 为宜，温度与漂白时间的影响如图 1-7-38。连二亚硫酸盐用量 0.5~1.0% (对纸浆重)，为了防止重金属的催化分解作用宜加入 EDTA 或磷酸盐，其用量在 0.2~0.5%。

连二亚硫酸盐漂白的方式，可以是漂液直接喷入磨木机的磨碎区，或浓缩机后的浆池中，或木片磨木浆的盘磨中。新型设计多采用塔式漂白如图 1-7-39，加入漂液应避免空气的混入，并使浆料与漂液能均匀混合。还原性漂剂漂白纸浆后，白度容易下降，

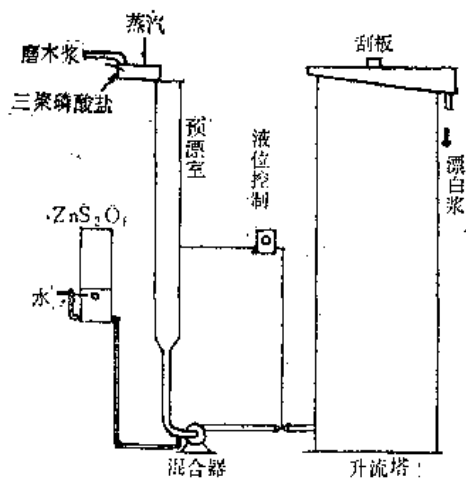


图 1-7-39 连二亚硫酸钠连续漂白流程

出现返黄，而且对设备的腐蚀性大，因此，也有进行纸面漂白的。

第五节 漂白技术

前面各节中介绍了几种常用的漂白剂及单段漂、多段漂的原理与工艺影响因素。本节着重讨论漂白工艺过程的几个具体的技术问题。

一、多段漂白的组合及各段之间纸浆的洗涤

纸浆漂白前后的洗涤与浓缩，有其重要的作用。例如，氯化后纸浆的洗涤，一方面溶解部分的氯化木素，一方面也是洗出残酸。氯化后的纸浆洗涤，可以减少碱处理时的碱耗。同样碱处理（或碱精制）后及补充漂白，各段均溶出了部分的木素及碳水化合物等，若不经洗涤除出，就会在下一段增加药品消耗，影响纸浆返黄，因此多段漂白的各段之间，一般都有洗涤设备，达到调整 pH 值及浆浓，并洗出溶出物，节约药品消耗和稳定白度等目的。关于洗涤浓缩设备的选择，则一般根据各段处理时纸浆浓度的要求范围而定。

比较单段漂白与多段漂白可以得出：由于多段漂白时，漂剂能分段加入，而且每段之间均有洗涤，不仅能节约药品的消耗，并有利于白度的提高。同时，由于多段漂白采用不同漂白剂的组合，在取得高白度及高白度稳定性、保持较高的纸浆得率与强度方面也很有效。因此，根据纸浆品种的不同多段漂白的方案发展变化很多。表 1-7-8 是各种纸浆的漂白方案及漂后的白度范围示例。

从表 1-7-8 比较可以看出：

(1) 磨木浆、化学磨木浆，多用过氧化物或还原性漂白剂进行漂白，白度一般在 65~70%。

(2) 在化学浆漂白中，亚硫酸盐浆比苛性钠浆和硫酸盐浆易漂，因此同样的漂白程序可以得到较高的白度。

选择合适的漂剂，经过多段漂白亦可使难漂的苛性钠法或硫酸盐法纸浆，在漂白段数相同时，得到比亚硫酸盐浆更高的白度。

(3) 多段漂白比单段漂白不仅纸浆强度保持高，而且白度提高较多。值得注意的是，白度的增加，并不是与漂白段数成比例的增加，而且漂白段数过多，不仅增加设备投资，使漂白流程复杂化，同时增加漂白用水量及废水量。由于漂白段数多，洗涤次数增加，纸浆流失也增加。所以在考虑生产高白度、高强度、高得率的纸浆时，不应单纯追求漂白段数，应重点考虑漂剂的选择、多段漂的合理组合以及漂白工艺条件与蒸煮工艺条件的恰当配合。

表 1-7-8

各种纸浆的漂白方法及漂白后白度范围

纸 浆 种 类	漂 白 方 法	增 加 白 度	漂 后 白 度
磨木浆	H_2O_2 或 Na_2O_2	0~12	65~75
	ZnS_2O_4 (或钠)	6~12	65~75
	Na_2SO_3	2~4	62~64
	$H_2O_2-ZnS_2O_4$	20 ⁺	80以上
阔叶树磨木浆	$Ca(ClO)_2$	10~20	70~75
化学磨木浆	H_2O_2	7~15	60~65
阔叶树中性亚硫酸盐半化学浆	$Ca(ClO)_2$	25~30	70~75
冷碱化学磨木浆	$Ca(ClO)_2$	25	65~70
	$H_2O_2-ZnS_2O_4$	35	80
亚硫酸盐浆	$Ca(ClO)_2$	20	75~80
	C-E-H	25 ⁺	87以上
	C-E-D-P	30	87~90
	C-E-H-D-H	30 ⁺	92
	C-E-D-E-D	32 ⁺	92~94
	C-E-D	30	90
苛性钠浆	$Ca(ClO)_2$	30 ⁺	70~75
	C-E-H	40 ⁺	82
	C-E-H-D	50	88
硫酸盐浆	$Ca(ClO)_2$	10~20	40~50
	C-E-H	35~40 ⁺	65~70 ⁺
	C-E-D	50	80以上
	C-E-D-D	60 ⁺	88~91
	C-E-D-D-E-D	60 ⁺	88~91
	C-E-D-P-D	62 ⁺	90~92
脱墨废纸	$Ca(ClO)_2$	10 ⁺	70 ⁺
	H_2O_2	10	70
	ZnS_2O_4	5~10	65~70
	C-E-H	15 ⁺	85

二、“三合一”漂白

我国南方某厂在采用蔗渣原料用预水解硫酸盐法连续生产人纤浆粕(精制浆)的过程中,创造性的运用了“四合一”漂白工艺。即是,用过量的氯在管道氯化的基础上,直接加碱使残余氯与碱形成次氯酸盐,经次氯酸盐一定时间漂白后,直接加酸处理。也就是说氯化、碱处理、次氯酸盐漂白、酸处理四段之间无明显的界线,不经洗涤的连续进行。几年来的实践证明,所得浆粕质量与常规四段(GEHA)漂白的纸浆相近。如表 1-7-9 所示,由于酸处理控制较难,现只采用“三合一”漂白,即在 GEH 漂白后经洗涤再酸处理。

上述生产实践产生了下列问题,例如:

- (1) 采用过量的氯氯化的问题;
- (2) 漂白经过 $pH=7$ 的中性点问题;
- (3) 漂后各段的洗涤的必要性问题。

表 1-7-9

项 目	方 案	“四合一”四 段 漂	“三合一”四 段 漂	常 规 的 四 段 漂
氯 化	Cl ₂ (%)			2.5~3
	温 度 (°C)	室 温	同 左	20
	时 间 (分)	10		30
	残 氯 (克/升)	0.5		
	pH 值	< 2		< 2
碱 处 理	NaOH (%)			3
	温 度 (°C)	室 温	同 左	20
	时 间 (小时)			1
	浆 浓 (%)	3		4
	pH 值	9~10		
次 氯 酸 盐 漂	Cl ₂ (%)			1.0~1.5
	温 度 (°C)	室 温	同 左	20
	时 间 (分)	30		60
	浆 浓	3		4
	pH 值	9~10		8~9
酸 处 理	HCl (%)			2
	温 度 (°C)	室 温	同 左	20
	时 间 (分)	20		60
	浆 浓	3		4
	pH 值	2~3		2~3
白 度 (%)		84.4	79.9	85
平均聚合度		725	884	803
聚戊糖 (%)		4.08	4.76	4.27
α-纤维素 (%)		90、53	92、57	91、45
铁 质 (ppm)		76	84	76

注：氯化时浆液均为 3%。

关于采用过量氯进行氯化的问题：一般来说，氯化用氯过多，会出现过氯化现象，导致氯化作用剧烈使纤维素氧化降解，α-纤维素含量下降和平均聚合度下降。

由于此处采用经预水解硫酸盐法蒸煮的蔗渣浆，并且在管道中气化，保证了氯对纤维内部的迅速扩散和均匀的反应，整个氯化时间短，仅 10 分钟就开始加碱，多余的氯还来不及与纤维素反应，就与碱生成次氯酸盐，进行缓和的漂白作用。同时，氯化前浆料中添加 NH₄Cl 亦起了很好的保护作用。

关于漂白经过中性点问题：“四合一”漂白由酸性氯化转入碱性次氯酸盐漂白，再转入酸处理，相应的 pH 是由 pH<2→pH=9~10→pH=2~3。由于无洗涤，pH 值的变化是连续的两次经过 pH=7 的中性点。有可能出现次氯酸盐漂白的危险。试验证明：第一次经中性点时，由于大量的氯化木素尚未完全溶解和扩散到溶液中去，对纤维素还有保护作用。只要碱液与氯化的浆料能迅速混合均匀，则在 pH=7 的时间是短暂的，故对纤维素损害不大。当由次氯酸盐漂白转入酸处理时，第二次经历中性，由于木素已大量溶出，对纤维素的保护缺少了，试验证明了平均聚合度有明显的下降（下降 100~150）。

白度增加也较多。以上都说明了,有产生次氯酸漂白的作用。虽可通过残氯的量进行控制,但操作上困难,因此“三合一”漂白比“四合一”漂白好。

关于漂白各段之间的洗涤的必要性问题,前面我们强调了漂白各段之间的洗涤,对降低药品的消耗、提高白度都有积极的意义。而“三合一”漂白,则取消了各段的洗涤,简化了流程,而药品消耗却不高,这可能是与蔗渣精制浆的特点有关。由于取消了各段间的洗涤,各段漂白的溶出物,继续在浆中消耗化学药品,但另一方面,由于“三合一”漂白不进行中间段的浆料洗涤,纤维流失少,纸浆得率高,因此单位产品的药品消耗不一定高。

下面是碱法未漂浆(其硬度为7~9高锰酸钾值, α -纤维素91%,平均聚合度为900~1000),当用“三合一”漂白时工厂生产的消耗指标如下(以每吨风干浆计):

液氯	45~50 公斤
NaOH(100%)	48~55 公斤
六偏磷酸钠	0.5%(对绝干漂白浆)
NH ₄ Cl	0.1~0.3 公斤
HCl(100%)	30~35 公斤
电	280~300 度

实践证明:“三合一”漂白工艺,有流程简单、设备投资少、生产周期短等优点,适宜于中小型生产硬度较低的草浆厂采用。特别适宜生产精制浆。对于含木素较多的纸浆,药品消耗高的问题可能会突出。对于生产规模较大的厂,处理量增大后浆料的均匀性可能会出现问題。

三、不同纸浆漂白的实例

不同原料和不同的制浆方法,所得纸浆的性能不同。对某一具体的纸浆品种来说,漂白工艺的决定,必须从未漂浆的特性及漂后纸浆用途出发,结合生产规模及技术经济指标的要求来综合考虑。

(一) 稻草浆的漂白

稻草浆一般在中小型碱法厂生产,在我国纸浆构成中占有一定的比重,因此掌握好漂白稻草浆的生产很重要,稻草浆漂白的特点如下:

(1) 由于稻草含叶穗的比例大,因而未漂浆中细小纤维薄壁细胞、表皮细胞含量比例大。按重量来说,真正的纤维在针叶材中占92~95%,阔叶材中占60~85%,一年生植物中占40~60%;稻草浆为最低,仅占40~45%,而薄壁细胞约占55%。因此,稻草浆具有较大的比表面积,比木浆脱水难,未打浆前打浆度已达42~50°SR(化学木浆12~18°SR),如果在洗涤工段洗涤不良,则残碱含量高,影响漂白剂消耗量,白度上升慢,若为三段漂则氯化pH值上升,使浆的强度下降。

大量的非纤维细胞对漂白影响很大,如表1-7-10系硫酸盐法高锰酸钾值为8的稻草浆,用60目的平筛经10分钟筛选,使非纤维细胞大体分离(留于筛网上的占54.5%,大多数为纤维,通过筛网的占45.5%,大部分为非纤维细胞)。色泽上有显著区别,纤维部分白度62.8%,非纤维细胞部分白度为48.7%,将上述两种筛分按一定比例混合

表 1-7-10

非纤维细胞对漂白的影

纤维/非纤维细胞	100/0	80/20	60/40	30/70	0/100
漂白浆白度(%)	87.3	85.4	84.1	78.3	70.9
老化后白度(%)	79.8	76.2	73.4	69.6	66.1
漂白浆灰分(%)	13.65	14.23	15.07	—	18.64
漂白浆木素(%)	1.54	1.78	2.03	—	2.42
漂白浆铜价	1.09	0.77	0.71	1.05	—

用以下条件漂白：浆浓 5%，有效氯用量 4.5%，温度 40℃，时间 2 小时。

由表 1-7-10 可以看出：随非纤维细胞的增加，纸浆中灰分增加，木素含量较高，白度降低。因此若要漂到同样高的白度，则非纤维细胞含量多的纸浆氯耗较大。

(2) 由于稻草浆含有较多的细小纤维，比表面大，含硅量亦高，因此散射系数也较大，故稻草浆漂白后的不透明度高于木浆。例如，漂白稻草浆不透明度为 95~97%，而木浆为 73~79%，而且稻草浆的不透明度，受打浆的影响小。

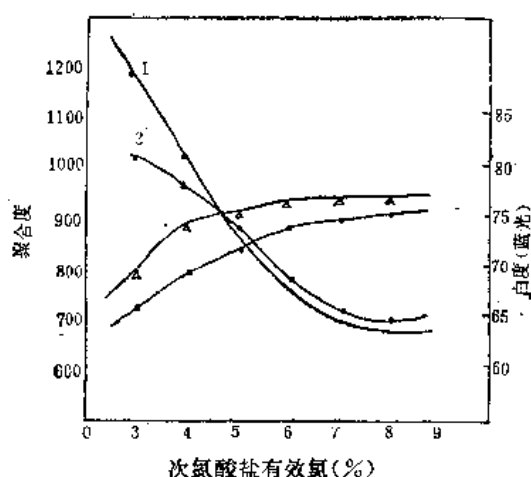


图 1-7-40 次氯酸盐单段漂

1—麦草浆聚合度 2—稻草浆聚合度

△ 麦草浆白度：原浆聚合度 1450，蓝光 40.0

• 稻草浆白度：原浆聚合度 1170，蓝光 40.0

(3) 稻麦草浆的纤维短，一般文化用纸多用单段次氯酸盐漂白。经验证明，一般白度可达 65~75%，如果要达到更高的白度，则漂白氯耗大，浆的强度损失多。如图 1-7-40 是洗净后的稻草浆，其高锰酸钾值 7.1，聚合度 1170 和麦草浆（高锰酸钾值 6.7，聚合度 1450）用单段次氯酸盐漂白时，聚合度与白度的变化情况。漂白条件为：pH 10，40℃ 4 小时。聚合度随有效氯用量直线下降，而白度上升，有效氯用量到 4% 后白度上升慢，有效氯用到 6% 白度不再上升，但聚合度仍有下降。麦草浆白度达 77% 左右，聚合度 785；稻草浆白度在 74 度左右，聚合度 829。

为了进一步提高漂白稻草浆的质量及得率，进行过许多漂白方案的研究，研究认为：D/CH 两段漂白，流程简单可达到三段漂 (CEH) 的白度水平。采用 D/CH 两段漂白，白度可达 85%，聚合度在 1100 左右，与 CEH 三段漂相比，化学药品消耗相近。但 D/CH 两段漂得率比 CEH 高 5%，而且流程简单，氯化段易于掌握。

例如：生产用稻草浆聚合度 1370，高锰酸钾值 8.4，漂白总用氯 6.3%，第一段用 4%，其中： ClO_2 为 0.6%， Cl_2 3.4%，浆浓 4%，温度 30℃，pH 值开始 4.7，终点 1.8（加 HCl 1.4% 对绝干浆），时间 2 小时。第二段次氯酸钙用氯 2.3%，浆浓 5%，温度 38℃，加碱（1.5% 对浆）调 pH 到 11.6~8.6，得到漂白浆聚合度 1050，白度 83.1%。

值得注意的是采用 $D/C\ HD$ 、 $CEHD$ 方案进行漂白对比试验结果：

以 D 为终漂的漂白方案，虽然段数增加了，但相反白度反而下降：

D/CH 白度 80.85%； D/CHD 白度 75.85%；

CEH 白度 81.1； $CEHD$ 白度 72.3%。

若 D/CHD 漂后再用约 1% SO_2 处理，则白度很快达到 84%，说明了稻草浆 ClO_2 漂白终漂的特点，必须用 SO_2 作最后处理，其机理尚待研究。

(二) 磨木浆的漂白

新闻纸中大量配用了磨木浆(占 80~85%)，北方各厂用白松或白杨生产磨木浆抄造的新闻纸，白度可达 65~70 度，符合国家标准。我国南方各厂多用马尾松生产磨木浆抄新闻纸，磨木浆白度远不及使用白松的磨木浆。由于马尾松砍伐后极易受蓝变菌的侵入，木质呈径向扇形状变蓝，在水上贮运过程中，外皮也易变黑，这些都严重影响磨木浆白度，使其白度一般在 60~61 度，最低 55~57 度。

磨木浆比亚硫酸盐浆的不透明度和遮盖力强，因此在混合浆中，磨木浆白度影响比较突出。提高磨木浆白度，比提高亚硫酸盐浆白度更有意义。

磨木浆和化学机械浆漂白，广泛使用过氧化氢，因为过氧化氢漂白可以在化学药品消耗量小的情况下取得较高的白度，同时不会损失纸浆的强度与得率，并能通过漂白使打浆度略有下降，提高脱水速度，有利于高速纸机车速的提高。

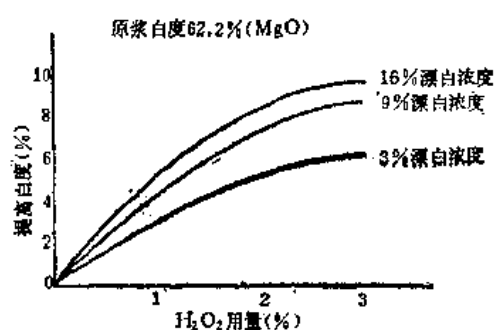


图 1-7-41 H_2O_2 用量对白度提高的关系

H_2O_2 用量 1.5% 2% 3%

漂白条件：漂白浓度 3% 9% 16%

$MgSO_4$ 0.05%

用水玻璃调节 pH 值，开始时为 pH 11，终了时 H_2SO_3 中和至 pH 6

图 1-7-41 及图 1-7-42 是马尾松磨木浆 H_2O_2 漂白的用量与漂白浓度、纸浆白度之间的关系。由图得知：

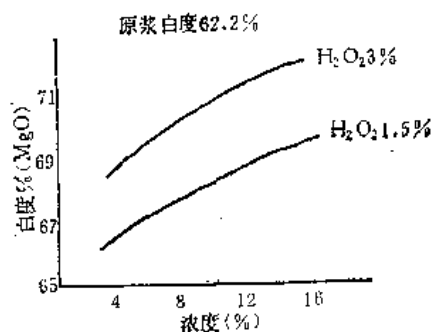


图 1-7-42 漂白浓度与白度的关系

一段 H_2O_2 漂白，漂后白度可达 68~70%， H_2O_2 用量增加，白度随之增加，但用量超过 2% 以后，白度增加缓慢。一段漂白最适宜的条件为：

H_2O_2 用量	2~2.5%；	$MgSO_4$ 用量	0.05%；
浆料浓度	16%	Na_2SO_3 用以调节；	
漂白温度	40~50℃；	碱度 $\left(\frac{\text{水玻璃中 NaOH}}{\text{绝干浆}} \times 100\% \right)$	
漂白时间	2:00		=1.5%；
漂白 pH	10.5~11(漂白终了用 H_2SO_3 调至 6)		
漂白前后磨木浆性质变化见表 1-7-11。			

表 1-7-11

磨木浆漂白前后的性质变化

项 目	未 漂 浆	漂 白 浆	
H ₂ O ₂ 用量 (%)	—	2	2.5
白 度 (%)	63.3	68.1	70.1
打 浆 度 (°SR)	76	69	67.5
滤 水 时 间 (秒)	8.3	8.2	7.8
断 裂 长 (米)	2410	2240	2280
耐 破 因 子	11	10.25	9.00
撕 裂 因 子	53.5	54.5	51.5
得 率 (%)	—	102.5	100.5
返黄后白度 (%)	61.3	67.3	68.7
不透明度 (%)	99.4	98.8	96.8

在用过氧化氢漂白磨木浆方面,瑞典近年来发展了一种新流程,使漂白的经济性与浆料质量都有了改善。其特点是漂白时使用过量的 H₂O₂,使其在漂后仍保留 15~20% 未消耗的漂液,残留的漂液回流到磨木机,使其在磨木、筛选过程预漂纸浆,不仅节约了漂剂,并减少了新鲜水的用量,减少了污染。同时,由于残余的漂液使磨木机磨碎区的 pH 值,由 4~6 提高到 pH 8,碱性的软化与润胀作用,使纤维的损伤减少,漂后纤维柔软性及长纤维量增加,改善了纤维之间的结合力。

(三) 木片磨木浆和半化学浆的漂白

机械浆与半化学浆的特点在于较多的保留了纤维原料中的木素,半纤维素成分较多,因而得率较高。在漂白时,为了保持浆的得率与特性,一般不用除木素的漂白方法,而多用连二亚硫酸盐、过氧化氢等漂剂,单独使用或联合使用。

近来发展一种在磨浆过程同时进行漂白的办法。例如热法木片磨木浆的漂白,加 2% H₂O₂ 漂白液于第一段压力磨中,浆的白度可提高 11 度,若将漂剂加到第二段常压磨中,则达到同样白度时, H₂O₂ 的用量要增加 0.5%。

在磨碎过程中,同时加漂剂进行漂白的优点是:

- (1) 节约投资。
- (2) 减少磨浆的动力消耗。
- (3) 除了漂白作用外,并改进纸浆质量,使纤维更柔曲,从而提高强度、紧度与平滑度。

(四) 硫酸盐化学木浆的漂白

硫酸盐浆与亚硫酸盐浆的制浆方法不同,纸浆中的残留物质与木素的结构状态亦不同,在同样的卡伯值下,两者含木素的量亦有差别,以亚硫酸盐浆为较高。硫酸盐未漂木浆的白度约 15~30 度,而酸性亚硫酸盐木浆约 40~50 度。硫酸盐浆比亚硫酸盐浆难漂,是众所周知的。一般漂到 80 度,亚硫酸盐浆可用一段次氯酸盐漂白达到,而硫酸盐浆则需 CEH 或 CED 的多段漂。

近年来,为了减少漂白污染,过氧化物不仅用于多段漂的终段,还有用于未漂浆的,研究结果见表 1-7-12 及 1-7-13。

表 1-7-12

阔叶木硫酸盐浆漂白

程 序		$P_1D_1P_2D_2$	$CEDED$	$EDPD$
化学药品(%) 对绝干纸浆	H_2O_2	0.8+0.5	—	0.8
	$NaOH$	1+0.5	2.3+1	1+0.5
	Na_2CO_3	4	—	4
	Na_2SiO_3	3	—	—
	ClO_2 (已耗)	1.4+0.6	1.3+0.6	1.4+0.6
	Cl_2	—	4.6	—
得率(%)		94.5	94.5	93.8
白度(%)		88.1	88.3	88.5
打浆时间(40°SR)(分)		38	43	40
裂断长(米)		6450	6300	6250
耐破因子		4.4	4.2	4.3
撕裂因子		830	850	840

表 1-7-13

针叶木硫酸盐浆漂白

	松 木 (卡 伯 价 36)			云 杉 (卡 伯 价 40)		
	$PDPDP$			$PDPDPD$		
Cl_2	7.0			8.0		
H_2O_2	1.0	0.5	0.5	1.0	0.5	0.5
$NaOH$	2.5	1.0	0.6	2.0	1.0	0.8
38°Bé Na_2SiO_3	2.0			2.0		
ClO_2	1.5	1.0	1.5	1.5	1.0	0.5
得率(%)	92			91.5		
白度(%)	88.5			88.5		
裂断长(米)	7500			6700		
耐破因子	510			4.7		
撕裂因子	1060			970		
打浆至40°SR(分)	94			60		

第六节 新的漂白方法

目前世界上纸浆漂白所用的漂白剂,多为含氯化合物,废水污染严重。例如,我国北方某酸法木浆厂的排水量及水质情况如表 1-7-14。

由表 1-7-14 可见,漂白工段的排水量大,而且污染严重,对环境保护来说是不可忽视的问题。现在国内外都在研究无污染的、漂后纸浆白度高、得率高、强度好的新的漂白剂与漂白方法。

目前针对降低纸浆漂白过程成本,减少或消除废水危害方面,采取了以下途径:

- (1) 采用无污染的漂白剂。
- (2) 采用高浓气相漂白、置换漂白,或封闭漂白车间水循环系统。

表 1-7-14

某酸法木浆厂的排水量及水质情况

种 类	来 源	排 放 量 (米 ³ /日)	pH	BOD (毫克/升)	COD (毫克/升)	无 机 物 (吨/日)	有 机 物 (吨/日)
木浆红液	蒸煮工段	1600	1.0~1.7	2 万	10~15 万		150
制酸污水	制酸工段	2000	2.2			硫/损失1吨	
洗涤污水	>洗选工段	5000	4.5	2000~3000	1 万		15~22
筛选污水	洗选工段	14000	7.4		320		2 (纤维)
氯化污水	漂白工段	2500	2.05		1440	3吨(HCl)	0.95
精制污水	漂白工段	7200	10		2416	0.6	10
漂白污水	漂白工段	11000	5.9		100		

一、氧气漂白 (亦称氧碱漂白)

从 1920 年已开始了解到木素在碱性条件下可由氧进行分解, 到 1956 年苏联才开始用氧碱对未漂浆进行脱木素的研究, 这是最初的氧漂试验, 与传统的氯水系统白度相比, 纸浆的粘度非常低。到 1964 年法国的罗伯特 (Robert) 发明了用碱土金属的碳酸盐、磷酸盐、硅酸盐、氧化物作为氧漂中碳水化合物的保护剂, 防止了氧漂时纸浆粘度下降, 从此加速了氧漂工业化的进程。于 1970 年在南非第一套氧漂设备投产了。

(一) 氧漂的作用原理

氧具有与许多有机物质反应的能力, 并能辐射引发原子团的连续反应, 据研究指出: 氧漂过程中木素的降解与过氧化物漂白类似, 首先在 α -碳原子的羟基反应, 接着降解为脂肪族酸。

氧与碳水化合物的反应, 主要是生成一些糖醛酸末端基。碱土金属的碳酸盐等对碳水化合物降解的抑制作用的机理尚待研究。

(二) 氧漂的生产流程与工艺条件

氧漂的生产流程如图 1-7-43, 图为 200 吨/日硫酸盐浆氧漂生产流程。

氧漂前的酸预处理, 可以除去一些对氧漂产生催化降解作用的活性金属及其化合物(如钴、铜、铁、锰等)。进行酸预处理, 其条件为:

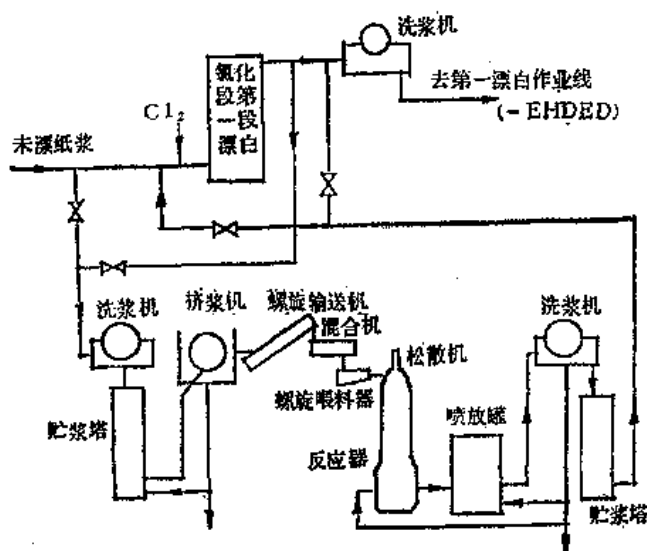


图 1-7-43 氧漂生产流程图

pH 1.2~4.8 (最好是 2.5~4.8)

时间 5~60 分钟

浆浓 5%

在其他相同条件下, pH 值愈小, 处理时间愈短, 经预处理后白度比不经预处理的

高。酸处理可以用盐酸、亚硫酸和硫酸。

对硫酸盐浆氧漂适宜的工艺条件是：

浆浓 25~30%

氧压 2~8 公斤/厘米²

温度 90~120°C

时间 1 小时以下

碱用量 NaOH 2~5% (对浆重)

镁盐 以镁计 0.05% (对浆重)

(三) 影响因素

1. 氧的压力与用量

氧的用量主要是维持反应器的压力，并补充反应时消耗的氧。若压力过大，则纸浆降解和碱耗增加，白度却不增高。氧的用量在 O-G 漂白程序时，平均为浆重的 1.7%；当 G-O 程序时，约为 1.2%。由于反应器预热时，置换出空气，使反应器中的氧气分压保持在 80% 以上。

2. 浆浓

氧漂在低浓下进行，占用的设备容积较大，当在高浓下进行，则需注意氧与浆料的均匀混合。若进行搅拌，则动力消耗也大。一般在气相进行，采用 25~30% 浆浓（此时浆的松密度适中，也不致氧化燃烧），既可节约动力消耗，也节约药品用量。

3. 用碱量

根据未漂浆的木素含量而定，一般在 5% 以下。提高用碱量，可提高脱木素的速度和纸浆的白度，但降低了纸浆的粘度和强度。

4. 保护剂

氧漂与过氧化物漂白一样，Co、Cu、Fe、Mn 等金属盐能促进纤维素降解，而常用的保护剂镁盐，能在碱性条件下与上述金属形成稳定的复盐，使上述金属离子钝化，从而保护纤维素。

氧漂实际上是一种介于蒸煮与漂白之间的一种很好的脱木素的方法。氧漂可以代替部分硫酸盐蒸煮脱木素的作用，有利于获得得率、粘度较高的纸浆。如图 1-7-44，及图 1-7-45 所示。

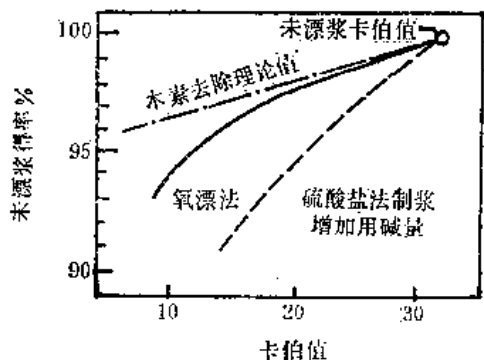


图 1-7-44 氧漂与硫酸盐法制浆脱木素对得率的影响

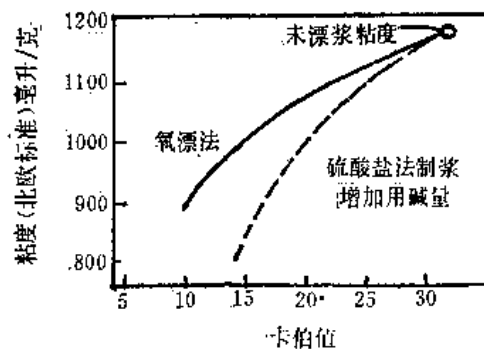


图 1-7-45 氧漂与硫酸盐法脱木素对粘度的影响

对荻、苇为原料的化学浆、高得率浆、半化学浆分别进行次氯酸盐、氧碱-次氯酸盐漂白，在白度为 61~63 度的条件下，总得率分别为 53%、55%、56%。以每吨漂白绝干浆为基准，各项消耗指标见表 1-7-15。

表 1-7-15 荻、苇浆的漂白消耗(公斤/吨漂白绝干浆)

浆 别	化 学 浆	高 得 率 浆	半 化 学 浆
漂白方式	次氯酸盐漂	氧碱-次氯酸盐	氧碱-次氯酸盐
荻苇 (公斤)	1890	1820	1780
氢氧化钠 (公斤)	300	210	175
氧化镁 (公斤)	—	11	12
氧 (公斤)	—	30	30
氯 (公斤)	26	16	52

由此可见，高得率浆氧漂后的氯耗较低，同时把氧漂与碱回收结合，可以大量降低中段废水的污染，此外，经过氧漂后的纸浆的白度稳定性较好。

单段氧漂的白度，可以满足抄造新闻纸用半漂化学浆的白度要求，但用于要求白度在 65 度以上，则纸浆粘度下降，得率下降较多，必须与其他漂白段相结合，COD 漂白程序，也能经济的达到白度 90 度。

氧漂与其他漂段间的组合，决定于未漂浆的硬度，及漂白终了的白度和强度要求。对于粘度及强度要求不高的纸浆，可以适当扩大氧漂段脱木素的程度。这样可以降低其他漂白剂的消耗与降低成本。

氧漂的特点概述如下：

- (1) 与硫酸盐法脱木素相比，能得到较高的纸浆得率与粘度。
- (2) 用于漂白亚硫酸盐浆，在氧漂段可除去 60~80% 的抽提物。
- (3) 由于氧漂的废水色度低，废水不含氯，可逆流用于粗浆洗涤，若能将其排出水量回收 80%，则 OCEDED 漂与 CEDED 漂白的污染相比较，前者废水中的 BOD (生化耗氧量) 降低 40~50%，COD (化学耗氧量) 降低约 40%，色度减少约 60~70%。
- (4) 氧漂浆的返黄少，纸浆的脱水性能好。

由于纯氧易引起着火燃烧，故操作上要注意安全，纸浆浓度在 30% 以下，不会着火，但混入油脂污物时，则易燃，因此反应器要设置安全系统。由于一般碳素钢在高温压力下，容易受到局部过漂出现的酸性产物的腐蚀，设备内需衬不锈钢，因此设备费较大。

二、臭 氧 漂 白

早在二十世纪初，已开始有人进行了臭氧脱木素及漂白方面的试验，由于臭氧漂白时，纸浆粘度下降较多，而且费用高，因而未能用于工业生产。但臭氧漂白的特点，例如，对环境污染少，并能赋予纸浆一定的强度特性，因此现在仍引起许多研究者的重视。

氧漂试验表明：氧漂适宜于卡伯值不低于 10~15 的纸浆，否则粘度下降较多。单段臭氧漂白虽对纸浆粘度影响也很大，但臭氧漂白与氧漂结合则情况有所不同，纸浆的白度提高较多，而粘度下降相对较小，因此适合与氧漂段相结合。图 1-7-46 为亚硫酸氢钠纸浆氧漂后，继以次氯酸盐或过氧化氢，或臭氧漂白的比较。由图可见，氧漂后继以臭氧漂白，药品用量较少，而白度提高较多。

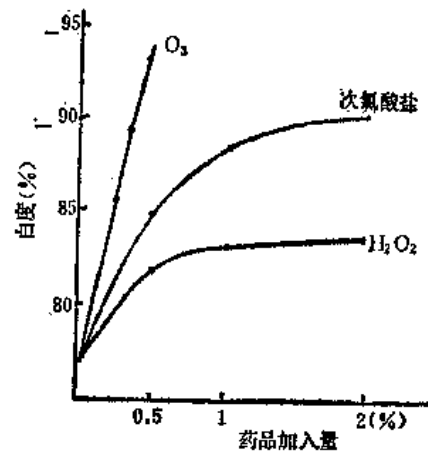


图 1-7-46 亚硫酸氢钠纸浆氧漂后继以 O_3 或 H_2O_2 或次氯酸盐漂白比较

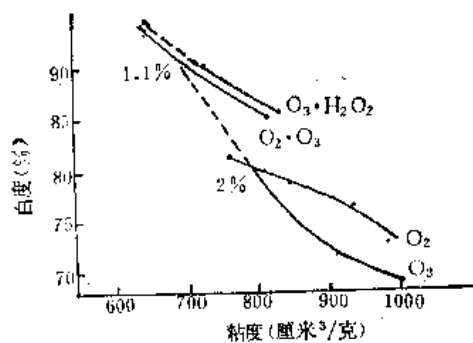


图 1-7-47 枞木亚硫酸氢钠纸浆粘度与白度的关系

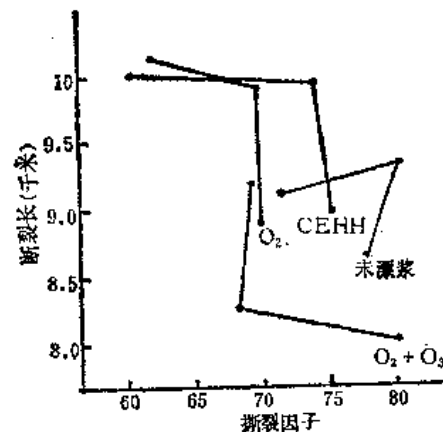
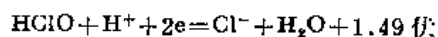
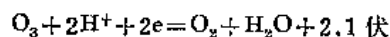
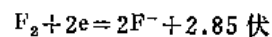


图 1-7-48 枞木亚硫酸氢钠纸浆的强度特性
未漂浆白度 64.8 $[n]1294$ 厘米³/克 CEHH 白度 88.7
 $[n]930$ 厘米³/克 O_2 白度 80.0
 $[n]804$ 厘米³/克 $O_2 + O_3$ 白度 93.3 $[n]650$ 厘米³/克

用臭氧漂白氧碱浆与硫酸盐浆的试验结果表明：最值得注意的效果，是漂白氧碱浆的撕裂强度比漂白硫酸盐浆的撕裂强度高，甚至比未漂浆还高，而其他强度损失小，这也说明臭氧更适合于氧碱浆的漂白。

从臭氧漂白的作用特点来看，臭氧的氧化电势很高，仅次于氟，而高于次氯酸：



臭氧的氧化电势高，因此氧化脱色力强，反应速度快。根据分离木素与臭氧反应的试验表明，主要的是苯核受到作用，使木素网状结构具有比氧碱法反应有较低的聚合度，并形成大量的羰基。

臭氧漂白纸浆时，对纤维素、木素的氧化没有选择性，漂后纸浆粘度下降，但不影

响纸页强度。有人认为这是臭氧处理后，纤维表层上产生一薄层降解纤维素，起了亲水胶体的作用。有的人通过针叶木与阔叶木的氧碱浆与硫酸盐浆臭氧漂白试验后，认为臭氧漂白，提高了氧碱浆适应局部应力的能力，因为撕裂强度与这种能力和纤维长度有关，所以针叶木氧碱浆臭氧漂白后的撕裂强度提高较阔叶木浆多。

臭氧漂白也可用于机械浆，当漂白高浓机械浆时，能提高白度，也增加强度，但白度的稳定性差，很快返黄。若用 0.2~0.6% H_2O_2 预处理，再立即用 1% O_3 处理，则白度可提高 4~9 度，不仅白度稳定，同时还能增加拉力和耐破度。臭氧漂白还能有效的降低亚硫酸盐浆的树脂，漂后纸浆得率减少仅 1%，漂后的废水污染少。

臭氧漂白耗电较大，如以 1% O_3 处理浆料，则每吨浆需臭氧 10 公斤，相当于要耗用 200 多度电。目前臭氧漂白尚处于试验研究中。

三、气相漂白

气相漂白，是指用气态的氯，或氨，或氧、二氧化氯等与已松散的高浓纸浆进行脱木素、碱处理和漂白作用。它是改进漂白方法，使其设备简化，并减少漂白废水量的一个途径。

气相漂白的出现，是在解决了氧漂所需的设备的基础上发展起来的。它既克服了低浓度漂白时设备容积大、动力消耗大的缺点，也避免了中浓漂白时，设备结构复杂、维持费高的缺点。

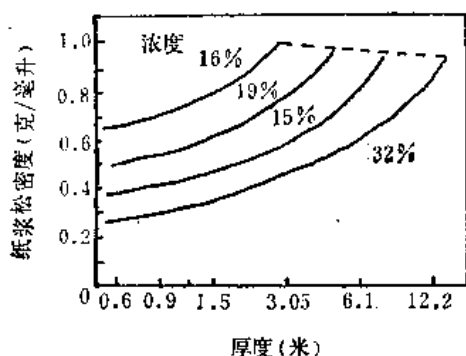


图 1-7-49 硫酸盐木浆浆层深度与松密度的关系

要进行气相漂白，纸浆理想的浓度范围应能使浆料成疏松、多孔状。使气体能沿反应器的全长向浆柱渗透。

浆料的松密度，是浆层厚度的函数，如图 1-7-49。浆料松密度，随浆层厚度而增加，在浆浓 25% 时，距表面 6.1 米深的浆层的松密度，由于受浆层自身重量的压缩，几乎是距表面 0.9~1.2 米处的浆层的两倍。图上虚线，表示浆层网状结构发生崩溃的极限，此时并发生脱水现象。

通过试验，桦木硫酸盐浆，卡伯值 19 时，反应器中适宜的浆料浓度是 25~30%，不同材种的浆料，其松密度可能不同，因此在气相漂白时应有相应的浓度范围。

巴伯列漂白法(Paperibleach)就是完全在气相进行漂白的办法，并用氨气代替氢氧化钠进行碱处理。表 1-7-16 是 $CEDED$ 漂白与 $C_g(NH_3)D_g(NH_3)D_g$ 漂白的条件比较。

由表 1-7-16 可见，气相漂白由于反应速度加快将五段漂白的总时间，缩短到 60 分钟左右，只相当于常规漂白方法的 1/9 时间。

气相漂白的设备与氧漂相似，只是处于常压下操作。气相漂白每段的操作程序如下：

压榨机→蒸汽混合器→给料器→疏散机→反应器→压紧装置→混合桶→下一段压榨机。

表 1-7-16

常规液相漂白与气相漂白的条件比较

漂 白 方 法		纸浆浓度(%)	处理时间 (分)	处理温度(°C)
常规液相漂白	C (Cl_2)	3	45~60	25
	E (NaOH)	10~12	90	60~74
	D (ClO_2)	10~12	150	60~74
	E (NaOH)	10~12	90	60~74
	D (ClO_2)	10~12	150	60~74
气相漂白	C_g	30	1	25~30
	E (NH_3)	20	1	100
	D_g	30	30	80
	E (NH_3)	20	1	100
	D_g	30	30	80

纸浆先经双辊压榨机,使纸浆浓度升到30~40%,然后在单辊混合器中,与蒸汽混合加热。在 NH_3 处理与 ClO_2 漂白段,蒸汽也是 NH_3 或 ClO_2 的载体,为了使纸浆进入反应器前,排除夹杂的空气,并使反应器中的气体损失最少,在给料时,纸浆先经给料器压紧、排气,并形成反应塔入口处的浆塞,然后再经撕碎成绒毛状,在反应器中停留一定时间。放料时为了防止气体漂剂的泄漏,绒毛状的纸浆再经螺旋压紧形成密封,纸浆离开螺旋压榨机时,被稀释到约4%的浓度,经混合桶进行扩散,再泵至下一段处理。

近年来出现的气相氯化,是在一个封闭系统中进行的,如图1-7-50,纸浆经双辊压榨机压至适当浓度(30%),然后由螺旋喂料器送到氯化反应器,并防止空气的进入,反应器上部有松散器,保证氯气与浆料均匀混合,在纸浆自上经下移动的过程中,氯被消耗,浆料到稀释区时,氯气量已很少。若有惰性气体混入,则由排气管经螺旋喂料器排空。这样的系统既可以维持反应器在常压下,又可以使惰性气体的排除不影响氯的损失。

密闭的气相氯化系统,意味着在高温进行氯化,氯化反应很快。根据氯化温度对纸浆粘度的影响,一般选择氯化在60~70°C,多数取65°C下停留3分钟。

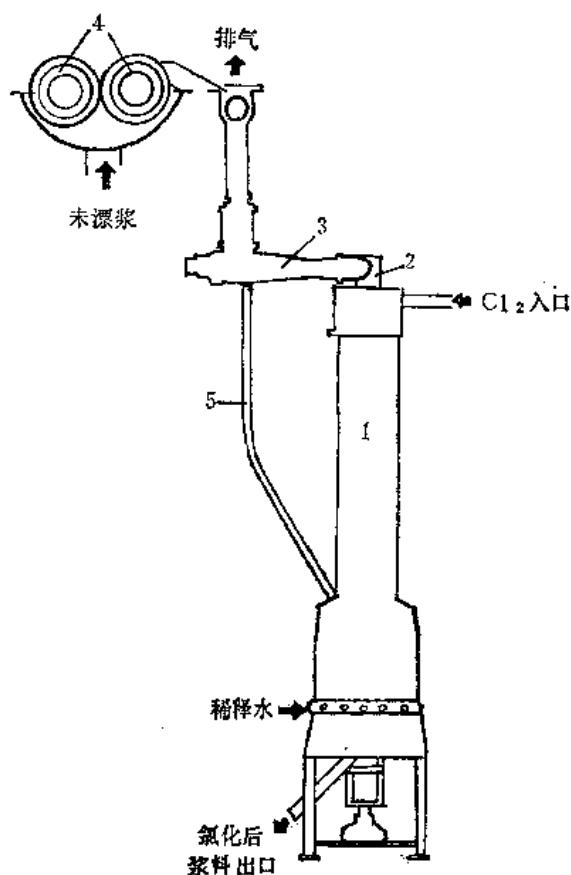


图 1-7-50 气相氯化系统

1—气相氯化反应器 2—松散器 3—螺旋喂料器
4—双辊压榨机 5—惰性气体排出管

氯气的加入量,由氯气的分压控制,使其浆料至塔底时基本耗完,以便稀释放料。

由于气相氯化可以在高温下进行,因此使其有可能与热浆筛选系统和氧漂系统结合在一起,如图 1-7-51。

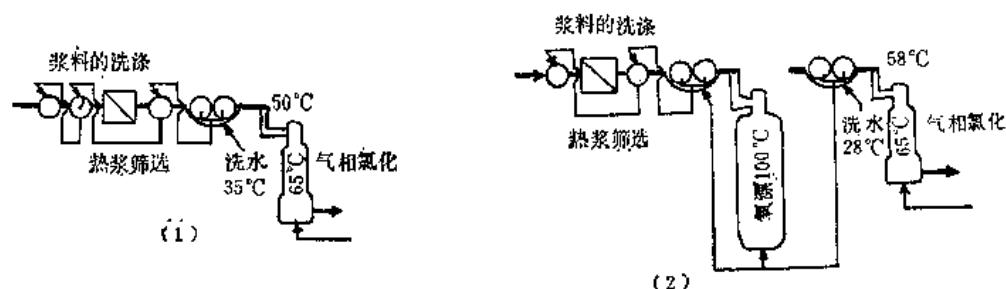


图 1-7-51 气相氯化与热浆筛选系统(1)、气相氯化与氧漂系统(2)

加拿大制浆造纸研究院研究了一种快速压榨碱抽提的方法,代替气相漂白中的氯抽提段,使设备容积减小,布置紧凑。图 1-7-52 是一个五段漂白的流程,由于采用了三段气相漂白和两段快速碱抽提,使全流程的时间仅约 1 小时,制出硫酸盐浆的白度在 90% 以上。快速碱抽提同样也可以用于常规的液相漂白的流程中,在 CE_xDE_xD 程序中可以节省两个碱处理塔。

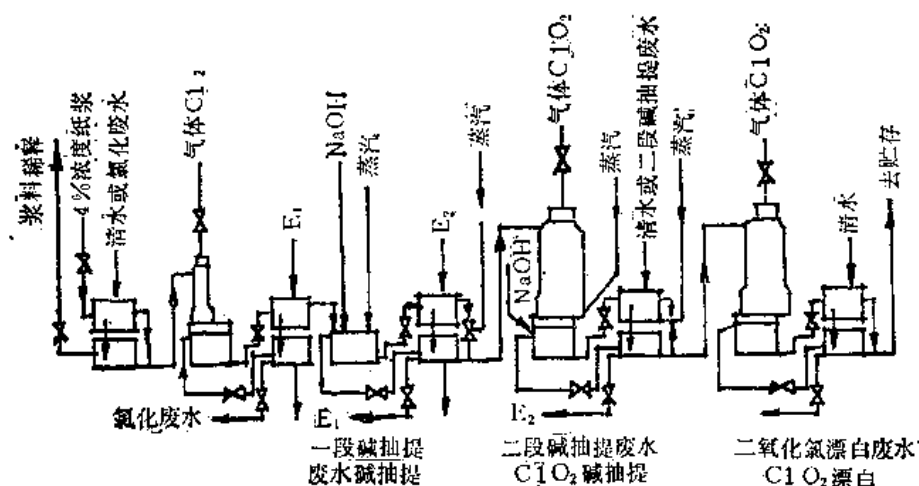


图 1-7-52 $C_E-E_x-D_E-E_x-D_E$ 漂白流程(其中 E_x 为快速压榨碱抽提段)

快速压榨碱抽提的原理,基于在压力下碱抽提的反应速率增加,氯化后纸浆先经稀释、搅拌,使溶出物得到充分的扩散,再到带孔的双辊压榨机压至 30% 浓度,并得到进一步的置换洗涤。因此在用较小的稀释因子下,使溶出物的去除效率达 80% 以上,这是普通漂白难以达到的。

因此,气相漂白具有下列特点:

- (1) 由于纸浆在高浓度下与气态药剂反应,因此反应进行较迅速,漂白时间短。
- (2) 据试验,气相漂白纸浆得率比液相漂白可提高 1%,白度可以提高 1 度,而且漂后纸浆易打浆,强度有提高。
- (3) 漂白废水排出量减少近一半。

(4) 漂剂可以节约。

四、置 换 漂 白

置换漂白属于一种动态漂白。动态漂白的概念是由拉普逊提出的。随后就陆续出现了快速漂白、脉动漂白，以及置换漂白等新的漂白方法，至今世界上已有好几个工厂采用了置换漂白方法，有的日产 450~500 吨，白度 84~90%，在生产过程中并采用了电子计算机程序控制。

目前广泛采用的漂白方法，不论是间歇式的漂白机，或是连续式的漂白塔，均属于静态漂白设备，即是浆料与漂剂混合后，整个漂白反应过程，漂剂与浆料之间没有（或很少）相对运动。置换漂白则是动态漂白，是根据动力学的原理，应用高浓度的漂剂，通过一定厚度的浆层（约 10% 的浓度），浆层与漂剂之间有相对运动，纤维是连续的暴露于新鲜的漂剂之中，由于漂剂的浓度梯度大，可以大大加快漂剂向浆料内部的扩散速度，漂白反应生成物也由于浆料与抽提液有相对运动，而加快扩散出来。因此，能够在很短的时间内（10~15 分钟），完成漂白作用，因而设备容积大大减少。CEDED 五段漂白，只需一个氯化塔和一个带有四个置换区的 EDED 置换塔就可以实现。而且每段之间无需另设洗涤器，也不致影响纸浆质量。

置换漂白的实例：K 值 21 的硫酸盐浆进行四段（CEHD）漂白，各段有洗涤。整个过程纸浆浓度皆为 10%，总共耗时 24 分钟，纸浆白度达 74%，粘度 12 厘泊。若用一般常规漂白，则纸浆白度 85%，粘度 16.5 厘泊，但时间需要 8 小时。

置换漂白原只适用于水溶性漂剂，由于氯的溶解度低，故氯化工序尚需另设氯化塔及洗浆机，妨碍了多段置换漂白系统的完善。近年来由于浆氯混合器的研究成功，及 ClO_2 与 Cl_2 混合使用于氯化段，解决了高浓氯化的困难，使氯气快速而均匀地分散到纸

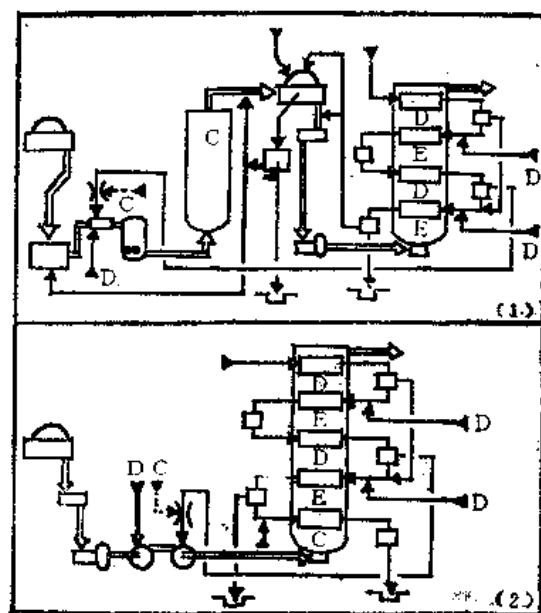


图 1-7-53 置换漂白流程图
(1) 原有流程 (2) 新的流程

浆中，形成气-液-纤维的三相均匀系统，保证了氯化过程纸浆的质量，因此，目前氯化也进入了置换漂白系统，见图 1-7-53。

图 1-7-53 为芬兰日产 100 吨的试验装置的新流程，设备更进一步简化了。

置换漂白的特点是：

(1) 与传统的静态漂白相比较，不论是化学药品，或是水、电、汽的消耗都有所降低。

(2) 漂白废水量减少，只相当于常规五段漂白排污量的 16.8~27%，而溶出物的量不变，废水中溶出物的浓度提高，有利于废水的处理。

(3) 各段之间可取消洗涤，而不影响纸浆质量，流程紧凑，占地面积小。

(4) 由于废水中溶出物浓度高，对设备的腐蚀性增加，因此设备要有较高的耐腐蚀性。

主要参考文献

1. W. H. Rapson: The bleaching of pulp, Tappi monograph series № 27.
2. H. H. 聂伯宁，化学浆工艺学(卷一)，轻工业出版社出版，1960 年。
3. R. G. MacDonald, J. N. Franklin: Pulp and paper manufacture Vol. 1, 1969.
4. S. A. Rydholm: Pulping processes(1965).
5. 纸パルプ技術協会，パルプ処理および漂白，1968 年。
6. Non-wood plant fiber pulping progress report № 5 & № 6.
7. International pulp bleaching conference(1976).
8. Tappi 54, № 11, 1893(1971).
9. Tappi 59, № 8, 63(1976).
10. P.P.M.C. 75, № 4, 91(1974).
11. P.P.M.C. 68, № 11, T 546(1967).
12. 造纸技术通讯，1977 年，第 6 期，第 69 页。

第八章 废液的回收和综合利用

用化学药品制浆后的蒸煮液称为废液。

碱法(尤其硫酸盐法)制浆蒸煮所得的废液,因其色黑,故称黑液。

亚硫酸盐法制浆蒸煮所得的废液,因其色红,故称红液。实际上,红液是镁、钙、钠、铵等各种盐基药液蒸煮后所得废液的泛称。

让蒸煮所得废液,先经过浓缩,再加以燃烧,以回收其热能和化学药品的办法,是一种二次污染较小的、综合利用废液的好方法。回收产物完全为浆厂本身所消耗,所以是解决废液污染的根本途径。

制浆后的废液,除了回收热能和化学药品以外,还可以通过多种办法,生产出很多制品,以用于多种用途。例如,从黑液中,就可得到胡敏酸铵、二甲亚砷、塔罗油等有用产品;而从红液中,可以得到酒精、香兰素、饲料酵母、木素磺酸盐、载体活性碳、碳纤维等有用物质。今后,随着科学技术的不断进步,必将有更多的有用物质,从废液中提制出来。

同很多国家一样,碱法和亚硫酸盐法制浆,在我国也是制取化学浆的两个主要方法。所以,积极开展其废液的药品回收和综合利用,对于充分利用物质财富,防止环境污染,具有极大的政治和经济意义。

第一节 黑液回收

黑液回收主要是指碱、石灰和热能的回收。

碱回收是碱法制浆工艺的重要组成部分。在进行燃烧法碱回收的同时,可以利用锅炉产汽,以从黑液中回收热能。

早在十九世纪八十年代,国外就开始利用燃烧法,从烧碱法黑液中回收碱以供再用。随着科学技术的不断发展,为适应大型生产的需要,近些年来,出现了现代化的大型喷射炉回收系统。同时,还出现了湿空气氧化法、SCA-比列若得等回收新工艺。这些新设备、新工艺的采用,提高了碱的回收率和热的利用率,从而降低了流失,减轻了对环境的污染。

所谓碱回收率,是指黑液经回收后得到的碱量(不包括补充的芒硝)占蒸煮用碱量的百分数。一般木浆厂,碱回收率可达90~95%,甚至达到96%。碱的损失,发生在回收过程中。硫酸盐法制浆损失的碱,通常以硫酸钠计算。而烧碱法制浆则常以碳酸钠计算碱的损失。目前,碱回收率高的浆厂,每吨风干浆的碱损失,大约是40~50公斤硫酸钠。

目前,国内、外造纸工业的碱回收,仍然是以传统燃烧法为主。这一方法,包括下述主要过程:

黑液的蒸发：将稀黑液浓缩到燃烧要求的浓度。一般分两个阶段进行：多效真空蒸发和直接接触蒸发。

黑液的燃烧：固形物中有机物燃烧，钠盐分解，反应生成碳酸钠，芒硝还原成硫化钠。无机物在高温下成熔融状态，从炉内流出溶解于水或稀碱液中，成为绿液。

绿液的苛化、澄清：用石灰与绿液混合，使碳酸钠转变成氢氧化钠，谓之苛化。苛化后将含有还原的硫化钠乳液经过澄清，即成为制浆用的碱液，称为白液。

石灰回收：苛化后澄清沉淀的碳酸钙称为白泥，将其进行煅烧，便成为苛化用的石灰。

图 1-8-1 为黑液碱回收工艺流程图。

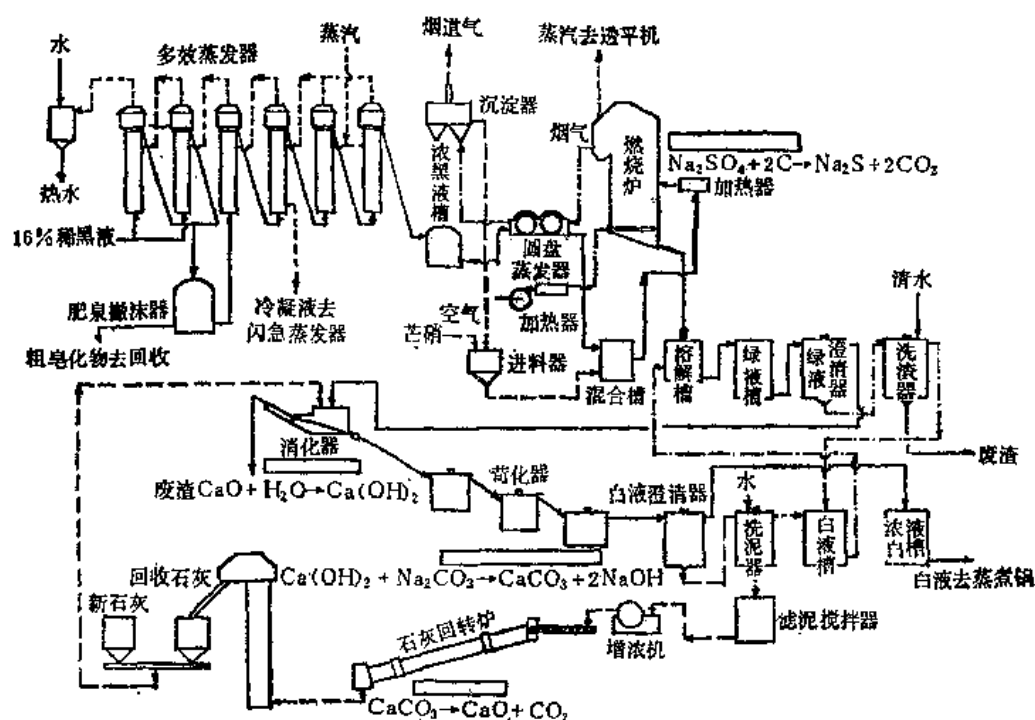


图 1-8-1 黑液碱回收流程图

草类纤维原料和木材比较，具有纤维细小、木素含量较低、半纤维素多、灰分大等特点，尤其是二氧化硅含量较高，因此草浆黑液碱回收用传统的回收方法有较多的困难，如：蒸发易结垢，燃烧热值低，绿液苛化不易澄清等，而且碱回收率也低。革新传统的燃烧工艺方法，是解决草浆黑液碱回收的新途径，尚有待进一步探讨。

碱回收有下列常用术语：

黑液：碱法蒸煮后从纸浆洗涤提取出来的废液。

绿液：黑液在碱回收炉内燃烧后流出的熔融物用稀白液或水溶解后的液体。

白液：绿液加石灰苛化后得到的澄清液。

稀白(绿)液：用水洗涤白泥(绿泥)所得到的稀液。

白泥：澄清白液沉淀的渣子。

绿泥：澄清绿液沉淀的渣子。

总钠盐：碱液中全部钠盐含量(以 Na_2O 表示)。

全碱：碱液中 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{SO}_4$ 的含量(以 Na_2O 表示)。

总碱：碱液中可滴定的总碱，即 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3$ (以 Na_2O 表示)。

活性碱：碱液中 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ 的含量(以 Na_2O 表示)。

有效碱：碱液中 $\text{NaOH} + \frac{1}{2}\text{Na}_2\text{S}$ 的含量(以 Na_2O 表示)，国内各厂称 $\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$ 为有效碱。

苛化度：
$$\frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \times 100\% \text{ (以 } \text{Na}_2\text{O} \text{ 表示)}$$

硫化度：
$$\frac{\text{Na}_2\text{S}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}} \times 100\% \text{ (以 } \text{Na}_2\text{O} \text{ 表示)}$$

芒硝还原率：熔融物中
$$\frac{\text{Na}_2\text{S}}{\text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{SO}_4} \times 100\% \text{ (以 } \text{Na}_2\text{O} \text{ 表示)}$$

黑液提取率：从蒸煮后黑液中所提取得到固形物的百分数。

碱回收率：蒸煮用的碱经回收(不包括补充芒硝)得到的碱量占蒸煮用碱量的百分数。

自给率：经碱回收后所得到碱量(包括补充芒硝在内)占蒸煮用碱量的百分数。

一、黑液的蒸发

黑液蒸发的目的在于除去黑液中多余的水分，以适应燃烧的需要。从洗涤工段送来的黑液，木浆黑液浓度一般为 11~14 波美(15°C)，相当于含固形物 14~19%；草浆黑液浓度为 5~8 波美(15°C)，约含固形物 7~10%。这样稀的黑液不能直接进行燃烧，首先需要蒸发去掉部分水分，而蒸发的程度则由燃烧设备的类型而定。回转炉要求含 42~50% 固形物的黑液，喷射炉要求含 54~65% 固形物的黑液。要获得较高浓度的黑液，通常采用两段蒸发方法：第一段在多效蒸发器中进行，可将黑液蒸发至含 50~55% 的固形物；第二段采用直接接触蒸发，在烟气与黑液直接接触的蒸发器中进行，可浓缩到含固形物 55~65% 的浓度。也有用最终增浓蒸发器获得含固形物 65% 左右浓黑液的，这种蒸发器用较高压力的新蒸汽进行蒸发，并附有强制循环装置，或者是二程和三程型式的蒸发器。

为了减少蒸发的负荷，要求洗浆送来的黑液浓度、温度尽可能高，木浆黑液浓度一般可达 11~14 波美(15°C)、温度约 70~80°C，液量 8~11 立方米/吨风干浆。草浆黑液浓度、温度较低，通常在 5~8 波美，60°C 左右，液量 10 立方米/吨风干浆以上。

(一) 黑液的组成和性质

1. 黑液的组成

用碱法以植物纤维为原料制浆的黑液，均由有机物与无机物两部分组成。有机物包括：植物纤维原料溶出的木素、半纤维素和纤维素的降解物及有机酸等，这是产生热值的主要能源。无机物包括：游离的氢氧化钠、硫化钠、碳酸钠、硫酸钠以及与有机物化合的钠、二氧化硅等。根据制浆原料和生产工艺条件的不同，黑液固形物中有机物与无机物的组分比例也不同，一般有机物占 70%，无机物占 30% 左右。表 1-8-1 是黑液的

表 1-8-1

不同制浆原料黑液主要成分

原 料		红 松	落叶松	马尾松	蔗 液	荻	苇	稻 草	麦 草
固 形 物 (%)	有 机 物	71.49	69.22	70.33	68.35	66.90	69.72	68.70	69.00
	木 素	29.20	30.40	26.18	23.40	—	29.60	—	23.90
	挥 发 酸	5.61	7.95	8.00	11.08	11.61	8.80	15.10	9.40
	无 机 物	28.51	30.78	29.67	31.64	33.10	30.28	31.30	31.00
	总 钠	21.80	23.20	22.80	24.19	—	21.30	—	—
	总 硫	2.88	2.51	2.90	2.59	—	2.08	—	—
	总 碱	25.60	22.08	25.80	19.20	28.40	25.65	—	28.20
	硫 酸 钠	1.84	1.03	1.79	1.86	1.56	2.84	—	—
	二氧化硅	0.21	0.58	0.22	2.36	2.38	2.68	4.71	7.48
有 机 物 (%)	木 素	41.00	43.90	37.00	34.10	—	42.40	—	34.60
	挥 发 酸	7.84	11.43	11.35	16.20	—	12.68	17.70	13.30
	其 他	51.16	44.62	51.62	49.70	—	45.02	—	52.70
无 机 物 (%)	总 碱	89.60	90.60	87.00	60.80	77.40	25.00	—	—
	硫 酸 钠	3.64	1.89	2.23	3.30	—	5.30	—	—
	二氧化硅	0.75	1.89	0.75	7.44	5.44	8.83	15.00	23.90
	其 他	6.01	7.51	10.00	28.46	—	0.87	—	—

注：无机物、总碱、硫酸钠均以氢氧化钠计。除麦草为烧碱法外，其余均为硫酸盐法。

主要成分。

2. 黑液的性质

(1) 黑液的浓度：黑液中的固形物含量，随成浆硬度与洗涤方式而异。常用重度(波美度)或百分浓度表示。黑液的重度(波美度)或比重随黑液温度上升而下降，随黑液中有有机物质对无机物质之比的大小而不同，无机物含量越多比重越大，软浆黑液较硬浆黑液比重大，因其蒸煮用碱量多，增加了黑液中的无机物组分。

以 15°C 做为标准温度与不同温度下波美度的关系式：

$$\text{波美度}_{(15^{\circ}\text{C})} = \text{波美度}_{(t^{\circ}\text{C})} + 0.052(t^{\circ}\text{C} - 15) \quad (1-8-1)$$

比重与波美度的关系式：

$$\text{比重} = \frac{144.3}{144.3 - \text{波美度}(15^{\circ}\text{C})} \quad (1-8-2)$$

波美度与黑液固形物百分浓度关系式：

$$\text{黑液固形物含量}\% = 1.51x - 0.9 \quad (1-8-3)$$

式中 x ——黑液波美度(15°C)。

但是不同浆种、不同蒸煮条件所得黑液的波美度与固形物百分浓度关系不尽相同，上式系根据十四种浆黑液综合而得。

(2) 黑液的粘度：随黑液温度升高而下降，随浓度的升高而增加。草浆黑液，由于原料灰分大、二氧化硅多，二氧化硅与氧化钠反应生成硅酸钠存在于黑液里。半纤维素含量多，增加了黑液中溶解的糖，因此草浆黑液比木浆黑液粘度大。

(3) 黑液的比热：随黑液中固形物含量增加而下降。在 100°C 范围内，黑液的比热随温度变化很小，可用下列公式求出比热的近似值：

$$c = 0.98 - 0.0052b$$

(1-8-4)

式中 c ——黑液比热(千卡/公斤黑液);

b ——黑液中固形物重量%。

(4) 黑液沸点: 黑液的沸点随着黑液的重度和液面压力增加而升高。黑液沸点升高影响蒸发效率。图 1-8-2 表示黑液固形物与沸点升高的关系。

(5) 黑液的腐蚀性: 黑液具有腐蚀性, 特别是硫酸盐法黑液, 其原因是由于黑液中有各种酸性硫化物和有机酸等引起的, 如蚁酸、醋酸、硫化氢、甲硫醇等。而且随着硫化度的增加, 腐蚀性加剧。这些酸性物质多为易挥发性物质, 所以腐蚀现象常发生在与腐蚀气体接触的部位。

(6) 黑液的起泡性: 由于制浆原料中含有木素、树脂等物质, 在制浆过程中生成碱木素和皂化物, 这些物质是较强的表面活性剂, 促使黑液表面张力变小, 当与空气接触一经搅动便形成泡沫。黑液中有有机物和皂化物越多, 起泡性越强, 浓度越大起泡性越小。泡沫的形成影响生产操作和增大碱流失。

(7) 黑液的燃烧值: 一公斤黑液固形物燃烧时的发热量称为黑液的燃烧值, 黑液固形物中有机物组分越高, 燃烧值越大。软浆的黑液固形物燃烧值比硬浆低, 因为固形物中有机物与无机物比值小于硬浆。木浆大于草浆黑液的燃烧值, 木浆原料中木素多, 草浆原料碳水化合物多, 而木素发热值约为 2.5×10^7 焦耳/公斤 (6000 千卡/公斤), 碳水化合物发热值约为 1.26×10^7 焦耳/公斤 (3000 千卡/公斤)。表 1-8-2 表示不同硬度纸浆黑液固形物组分与热值。

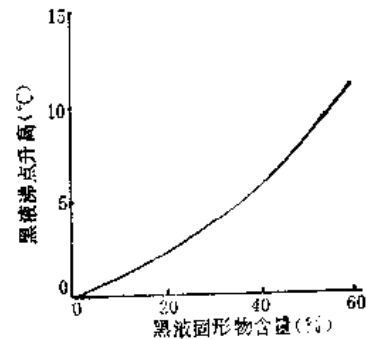


图 1-8-2 黑液固形物与沸点升高的关系

表 1-8-2

浆 种	按每吨风干浆计, 黑液绝干固形物量(公斤)			黑液绝干固形物组成(%)		热 值 (千卡/公斤)
	有 机 物	无 机 物	合 计	有 机 物	无 机 物	
高得率浆	648	274	922	70.3	29.7	4000
硬 浆	859	392	1251	68.7	31.3	3900
绝 缘 浆	968	475	1443	67.1	32.9	3800
中等软浆	1188	595	1783	66.6	33.4	3600
预水解浆	1134	645	1779	63.8	36.2	3500

(二) 黑液蒸发前的处理

处理的目的是为了改善操作条件, 减少硫的损失和对环境的污染, 减轻设备的腐蚀。

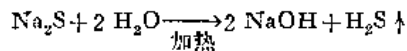
1. 黑液的过滤

将稀黑液中夹带的细小纤维和残渣滤掉, 防止蒸发器产生纤维性管垢。常用圆网过滤机和斜筛等设备, 用 60~80 目网过滤稀黑液。使用真空洗浆机提取黑液时, 因为纤

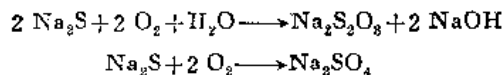
维流失少，黑液可不必过滤。

2. 黑液的氧化

硫酸盐浆黑液氧化的目的是为了减少黑液中硫的损失及其对环境的污染，降低黑液的腐蚀性。因黑液中硫化钠未经氧化不稳定，在蒸发、燃烧过程中易生成硫化氢而损失掉，逸出的硫化氢，不但污染环境，降低白液的硫化度，还会对蒸发设备起腐蚀作用。其化学反应：



氧化后的黑液生成较稳定的硫代硫酸钠和硫酸钠，使硫的损失减少。



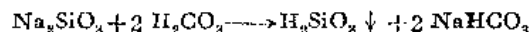
黑液的氧化可采用接触法、泡沫法、喷淋法，促使黑液充分与空气接触进行氧化。每立方米黑液约需 60~120 立方米空气，在 70℃ 左右进行氧化，氧化效率可达 90~95%，低于这个温度容易生成部分元素硫，在碱性条件下转化为硫化钠，在生产过程中生成硫化氢而损失掉，降低了氧化效果。氧化后的黑液浓度提高 1.5~2%，制得的白液硫化度提高 5~8%。但是，黑液在氧化过程中已放出一部分热量，所以使黑液的燃烧值降低，而且在蒸发过程中易结垢。

浓黑液因粘度大氧化效果差，稀黑液氧化时产生泡沫多，需有消泡措施。草浆黑液由于硫化度低，含硅量高不宜氧化。

3. 黑液除硅

草类原料灰分较高，灰分中一半以上是二氧化硅，在蒸煮过程中二氧化硅溶于碱液，黑液中的二氧化硅含量约为总固形物的 2~12%。二氧化硅含量过高，易造成蒸发器结垢，使传热系数降低，燃烧时黑液热值减小，熔融物熔点升高，纯度降低。由于硅酸钙沉淀在石灰粒上，使苛化率降低。澄清速度缓慢，如果白泥中硅积累过多，则失去白泥回收价值。为了减少硅干扰，常在蒸发前往黑液中补加烧碱，使黑液中氧化硅全部处于游离状态，或者在蒸发前除硅。除硅方法如下：

(1) 二氧化碳法：将二氧化碳或烟道气通入 80℃ 稀黑液中生成硅酸沉淀出来，用 3 克 NaOH/升的稀碱洗涤沉渣，回收沉淀木素滤去 H_2SiO_3 。除硅率能达到 76.2~88.3% 上下，二氧化碳用量为每立升黑液/立升 15℃ 的纯二氧化碳。



现在新的除硅方法是將稀黑液送入文丘里中，与 CO_2 或烟气接触，并控制一定的 pH 值，使 SiO_2 有效地结晶分离出来。

(2) 石灰法：在黑液中加入氧化钙，用量为 18~30 克/升黑液，除硅率可以达到 80% 左右。



(3) 镁盐法：在黑液中加入硫酸镁除硅，加入 $\text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$ 1~5 克/升黑液，除硅率可达 60~90%。其沉渣主要含硅物质成分尚不明确。黑液在蒸发前除硅多处在试验阶段，尚未普遍采用，而且黑液除硅，增加了黑液过滤或分离设备，加大了黑液流

失,降低了碱回收率,所以一般认为,黑液含硅量低时(SiO_2 2~6 克/升),采用补充加碱,防止蒸发时硅酸沉淀成垢。黑液中含硅量在 10 克/升以上,可采用蒸发前除硅。

4. 黑液的除皂

在硫酸盐木浆黑液里,有树脂酸和脂肪酸钠盐,这些钠盐称为硫酸盐皂,松木浆的黑液硫酸盐皂较多,草类及杉木原料中很少。为了综合利用和排除皂化物对生产过程的干扰,就要从黑液中把皂化物除掉,回收硫酸盐皂可以制取松香酸、脂肪酸等。皂化物与黑液的分离一般认为是盐析过程,皂粒在电解质作用下凝聚,因比重小而浮在黑液面上。除皂的方法多用静置法和充气法等,黑液除皂较适宜的浓度在 25~35%,可在蒸发前稀黑液除皂与蒸发过程中半浓黑液除皂相结合进行,效果较好。经过除皂后,可提高蒸发能力,但也使黑液的燃烧热值下降。

(三) 多效蒸发工艺流程和常用蒸发器及其附属设备

1. 工艺流程

多效蒸发的工艺流程包括黑液、蒸汽、冷凝水以及不凝结气体等系统。

(1) 黑液流程:有三种给料方式,即顺流、逆流和混合式。

① 顺流式给料:黑液流动的方向和蒸汽流动的方向完全一致,它的优点是黑液利用各效之间的压差自动流入下一效,设备少,动力消耗小,易操作,黑液在流程中间不需要加热。缺点是随着黑液浓度的增大而温度降低,沸点升高,粘度大,温差小,使传热系数下降,生产能力小,相对增加了传热面积,耗汽量增多。

② 逆流给料:黑液流动的方向与蒸汽流动的方向完全相反,它的优点是传热条件好,生产能力高,减少了加热面积,蒸汽耗用量低。缺点是,随着黑液的流向,压力逐渐增高,因此黑液需要用泵逐效输送,设备增多,操作较复杂。

③ 混流给料:是顺流和逆流供液方式的组合,它兼有顺流和逆流的优点,并易将半浓黑液引出来进行皂化物分离。

实际生产中用混流供液较多,主要是因为黑液的粘度不仅随黑液浓度的升高而有显著增大,而且随温度的降低也明显增大,若采用顺流供料,由于操作温度的逐效降低,因而黑液粘度很大,结果造成黑液在蒸发器内流动性差,不仅传热效果大为降低,而且给黑液输送带来困难。又若采用逆流式供料,传热效果虽好,但设备投资大,动力消耗多。工业发达的国家近来也有采用逆流给料的。我国有的草类纤维厂,为改善蒸发过程中结垢情况,黑液给料采用混流和顺流交替进行。所以黑液蒸发给料流程的选择,不仅要从节约加热蒸汽和减少设备投资方面考虑,更重要的是应从黑液的性质及其在蒸发过程中变化情况来确定。图 1-8-3 是混合给料五效蒸发流程,这种混合给料常用两种方案:一种是 $\text{III} \rightarrow \text{IV} \rightarrow \text{V} \rightarrow \text{皂化物分离} \rightarrow \text{预热器} \rightarrow \text{II} \rightarrow \text{I}$; 一种是 $\text{III} \rightarrow \text{IV} \rightarrow \text{V} \rightarrow \text{皂化物分离} \rightarrow \text{预热器} \rightarrow \text{I} \rightarrow \text{II}$ 。其优点是产量高,中间除皂效率高,减少蒸发器的污染,改善前两效热传导,泵的数量少,较易操作调整。

加热面相同的蒸发器组成的蒸发系统,具有一定的缺点,随着一定量黑液的逐效蒸发,浓度增大,液量减少,流速必然降低,进而加快了结垢,降低传热系数。为了解决这一问题,在蒸发系统中, I 效和 II 效采用双程或三程式蒸发器。也有用逆流供料流程中,最后两效同时进液而第一效采用双程或多次循环的。这些措施都能加快黑液流速,

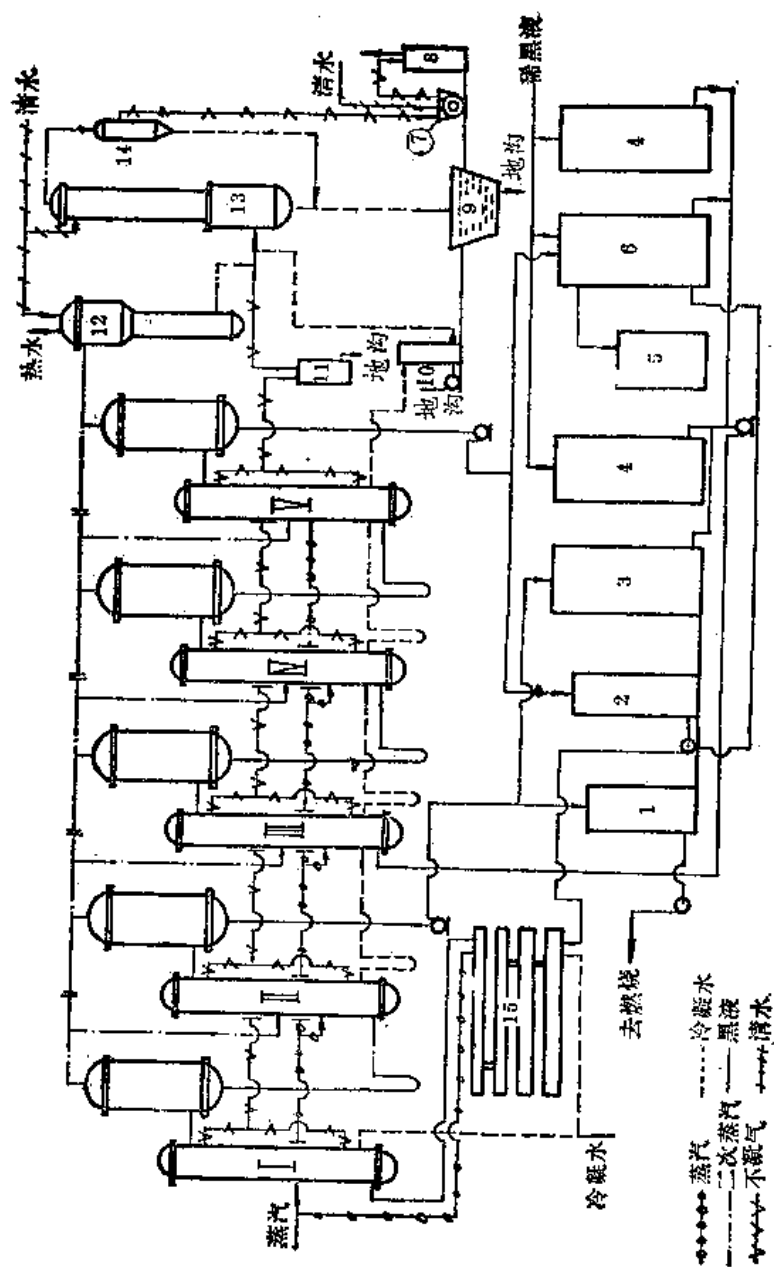


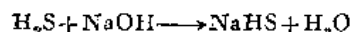
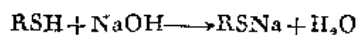
图 1-8-3 混合给料五效真空蒸发系统流程

这一流程中皂化物的分离是稀黑液皂化物和半浓黑液皂化物分离结合进行。在稀黑液静置一段时间后，部分皂化物漂浮在液面上可以撇除，一般可除去黑液中皂化物的 $1/4 \sim 1/3$ 。图中所示，洗浆机的稀黑液流至第一段洗浆机储存槽，上浮的泡沫移除至泡沫槽，消泡后送至皂化物槽，储存槽中的稀黑液，打至稀黑液槽中，上面撇除的皂化物经稀黑液皂化物储存槽，也送至皂化物槽中。从稀黑液储存槽，用泵将稀黑液送至蒸发器进行蒸发，黑液在V、VI两效蒸发后，用泵送至皂化物浮选槽，黑液在槽中保持 $1 \sim 1\frac{1}{2}$ 小时，皂化物上升至液面，溢流或撇除至皂化物收集槽，皂化物分离后的半浓黑液，约含25%固形物，继续进行蒸发。

(3) 冷凝水流程：蒸发系统的冷凝水，包括新蒸汽冷凝水和二次蒸汽冷凝水(污冷凝水)。用新蒸汽加热的蒸发器和预热器的冷凝水集中收集，供锅炉给水使用。二次蒸汽冷凝水的流程，利用各效汽室之间的压力差，通过 U 形管或泛汽罐依次流入下效，或

者在泛汽罐内闪急蒸发后合同下效冷凝水往后流，逐效回收冷凝水的热量，最后进入污冷凝水收集槽，泵入地沟(或单独引入污冷凝水处理系统)。

(4) 不凝结气体系统：排除各效汽室内不凝结气体，一般都从各效汽室分别引出，通过总管接到汽水分离罐，分离后的不凝结气体进入冷凝系统排出。为了避免不凝结臭气排入大气造成污染，国外有的将冷稀白液通入真空泵水环，将不凝臭气吸收，再返回苛化使用。其反应原理是硫醇溶解在苛性碱中生成硫醇化物，硫化氢与碱作用生成酸式盐：



(5) 多效蒸发效数的选择：多效蒸发的经济效果在于一公斤新蒸汽能从黑液中蒸出来的水量。3效蒸发时，每公斤新蒸汽蒸发水量为2.2~2.5公斤；4效为2.8~3.3公斤；5效为3.5~4.0公斤；6效为4.2~4.8公斤；7效时为5.0~5.5公斤。蒸发器效数越多，蒸汽节约也越大，但随效数的增加，蒸汽的节约程度降低，设备费用升高。因此多效蒸发的效数不能过多，理论上是以再增加一效蒸发器的费用与所节约新蒸汽的收益相抵消为限度。但对黑液的多效蒸发效数的选择，由于生产规模、黑液的性质、进料情况以及技术、设备条件的不同，一般常采用3~6效。

2. 蒸发设备

黑液蒸发器型式的选择，应根据黑液的性质、生产操作强度和经济程度等条件决定。用于黑液蒸发的蒸发器类型很多，常见的多是由加热室(沸腾器)和分离器组成。根据设备结构特征、运行特点等不同，可大致分类如下：

(1) 短管蒸发器：分离器在加热室之上，加热管长2~4米，外循环式，由于加热管与循环管内黑液比重不同而产生自然循环。这类蒸发器的蒸发特点是：加热管内充有较满黑液，不易结垢，适用于草浆黑液蒸发，其蒸发强度8~10公斤/米²·时。目前国内只有少数厂用。

(2) 长管升膜蒸发器：分离器有在加热室外的[图1-8-5(1)]，有在加热室上的[图1-8-5(2)]。加热管长7米，有自然循环和强制循环，有单程和二程、三程的。这种蒸发器的蒸发特点是加热管内黑液高度占管长1/4~1/5，当黑液沸腾时，主要靠二次蒸汽在管内以很高的速度上升，此时黑液被迅速上升的蒸汽流带动，沿着管子内壁成膜状以较高的速度上升。传热效率高，蒸发速度快，适宜蒸发粘度较大、易起泡沫的黑液。

(3) 强制循环降膜蒸发器：如图1-8-6所示。它的结构特点是：分离器在加热室的下部，似倒置的升膜蒸发器，黑液从加热室顶部进入，通过喷液装置分配到各加热管内，形成降膜蒸发，完全消除了黑液静压造成的温差损失。泵从下部分离器将黑液抽送到下效或自然循环，适用于高浓黑液蒸发，可做单效黑液增浓蒸发器。

(4) 超长管蒸发器：加热管长9~10米，其结构与一般长管液膜蒸发器相同，优点是同面积的蒸发器相比较，管子增长，根数减少，管内黑液流速快，传热系数大，结垢较慢，设备紧凑。一般作为蒸发系统的高浓或增浓蒸发器使用，黑液浓度可以达到60~65%。但有由于喷液不均匀，易造成管内结垢现象的缺点。

长管液膜蒸发器带有强制循环的，生产强度15~20公斤/米²·时，自然循环的生产强

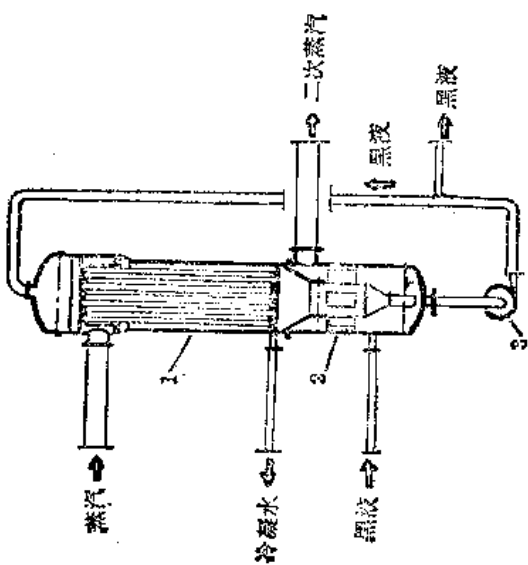


图 1-8-6 降膜蒸发器
1—蒸发器 2—分离器 3—黑液泵

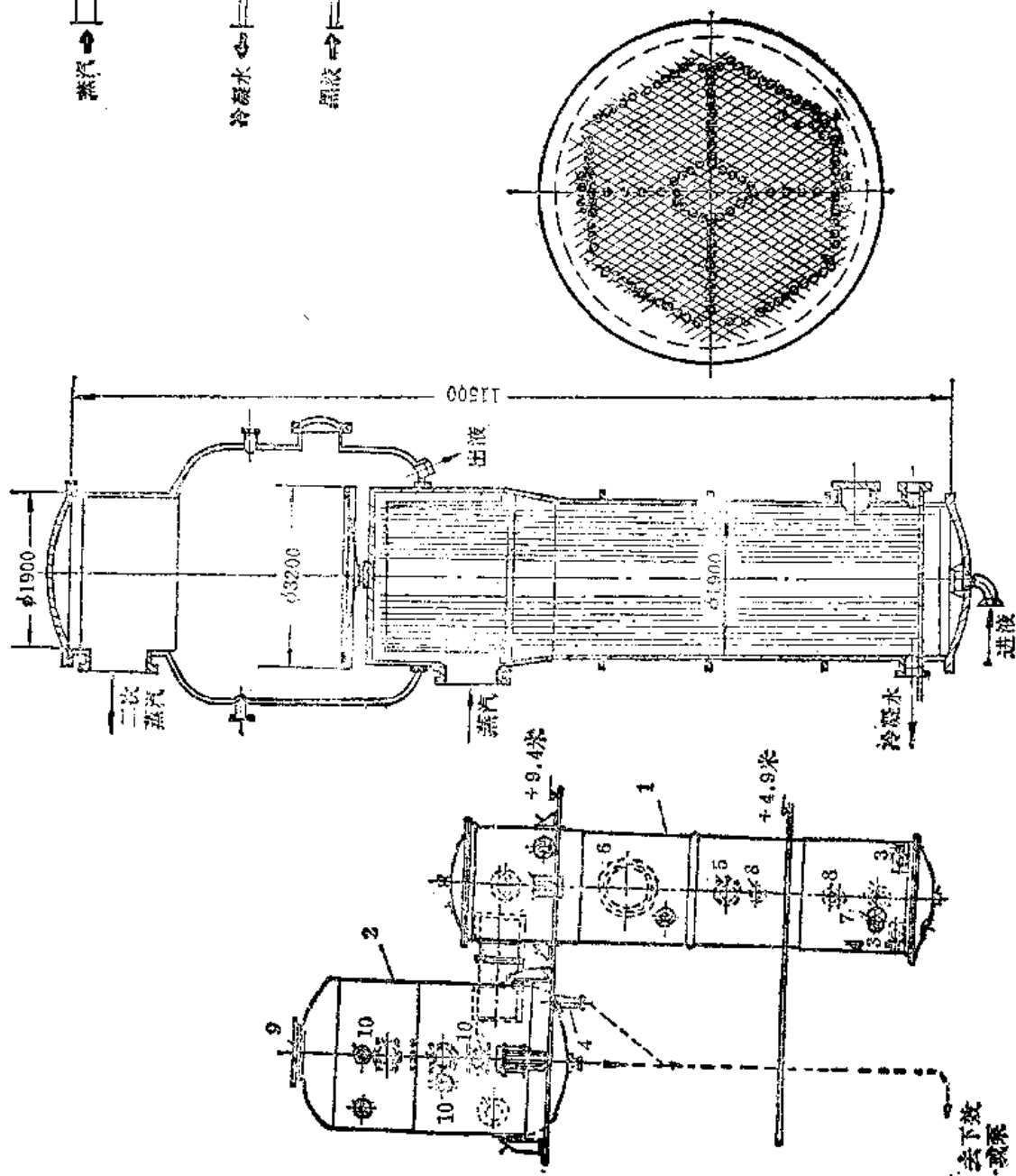


图 1-8-5 升膜蒸发器
(2) 分离器在上的单程升膜蒸发器

1—蒸发器 2—进液管 3—出液管 4—新蒸汽管 5—二次蒸汽管 6—二次蒸汽管 7—冷凝水出口 8—冷凝水入口 9—二次蒸汽出口 10—视镜

(1) 分离器在外的升膜蒸发器

度为 $10 \sim 14$ 公斤/米²·时。

近年来的发展,也有采用强制循环、管内充满黑液的蒸发器,为的是减少管垢。

在多效蒸发器中传热系数 K , 主要决定于由壁到沸腾的黑液的给热系数, 而由壁到沸腾的黑液给热系数, 大致与黑液循环速度的 0.8 次方成正比例。自然循环的蒸发器, 速度较慢, 其传热系数约为 $0.232 \sim 1.16 \times 10^7$ 瓦/米²·K° (200~1000 千卡/米²·时·°C), 长管液膜式蒸发器黑液流速较快, 其传热系数约为 $0.87 \sim 1.74 \times 10^7$ 瓦/米²·°K (750~1500 千卡/米²·时·°C)。

目前, 国内用于硫酸盐黑液蒸发的蒸发器加热面积规格主要有: 750、500、350、250、200、180 平方米/每效几种。

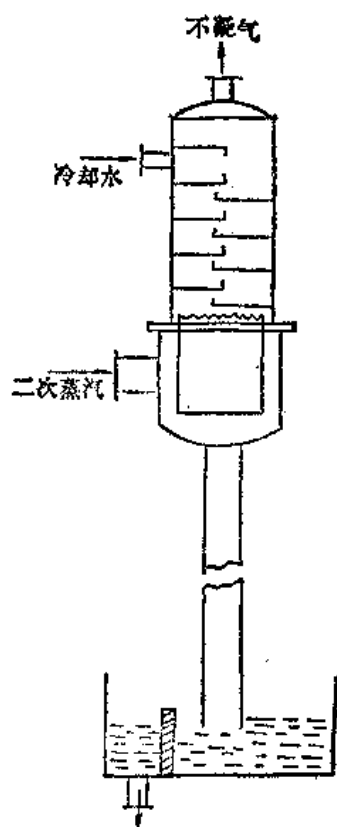


图 1-8-7 大气压冷凝器

3. 蒸发辅助设备

(1) 预热器: 其作用是为提高进效前的黑液温度, 使其接近沸腾, 充分发挥蒸发器的效能。多效真空蒸发常用列管式预热器, 有立式和卧式, 多数为二程或多程式, 大型生产常采用三室或四室卧式预热器, 也有用螺旋式预热器的, 因其间隙小, 所以黑液里要求洁净度较高, 否则易堵。预热器的选择应根据黑液预热的数量、预热温度及车间布置情况决定。

(2) 冷凝器: 为冷凝多效蒸发系统最后一效的二次蒸汽之用, 由于二次蒸汽冷凝成水以后, 体积极大的缩小, 于是便形成了真空, 这就是多效蒸发系统真空产生的原因。常用的冷凝器有表面式和混合式。

表面式冷凝器: 多数用的为列管式, 冷却水从管内多程通过, 二次蒸汽进入管外空间。冷却面积的大小, 根据冷凝二次蒸汽量和温度确定, 这种冷凝器与混合式冷凝器可以串联使用, 效果很好, 回收热量较多。

混合式冷凝器: 常用大气压式, 蒸汽直接与冷却水混合接触冷凝, 冷却水和冷凝水混合成污水排入地沟。根据蒸发的生产能力大小, 国内采用与不同加热面的蒸发系统配套, 选择大气压冷凝器的尺寸。由于真空的造成, 大气压管高度以最大真空计算应为 $10 \sim 11$ 米。图 1-8-7 是大气压冷凝器。表 1-8 3 为大气压冷凝器与蒸发系统蒸发器配套尺寸。

(3) 真空泵: 是抽出冷凝器中不凝结气体的设备, 一般采用水环式或水环喷射式真空泵。

(四) 蒸发操作

1. 多效蒸发正常运行条件

(1) 热能的不断供给: 热能的不断供给是使黑液由稀变浓的基本条件, 没有加热蒸汽的不断供给, 黑液就不能连续蒸发。加热蒸汽压力的大小, 是蒸发选择的主要工艺条件, 提高加热蒸汽压力, 可以增大温差, 蒸发能力就可以提高, 但是, 随着温度的升高,

表 1-8-3

大 气 压 冷 凝 器 尺 寸

蒸发系统 加热面积 (米 ²)	冷凝直径 (毫米)		圆筒高度 (毫米)		捕 集 器	
	下 部	上 部	下 部	上 部	直径 (毫米)	高度 (毫米)
4×180	1200	800	1533	3103	219	1183
5×250	1424	1020	1400	3230	325	1706
5×350	1424	1020	1400	3230	325	1706
5×750	2000	1520	2175	4823	600	2030

黑液在管壁上结垢程度也增大,反而造成不良效果,在多效真空蒸发系统,常用的新蒸汽压力为 $1.47 \sim 2.45 \times 10^5$ 牛顿/米² (1.5~2.5 公斤/厘米²) (表压)。刚投入运行的清洁管壁蒸发器,用较低的压力加热蒸汽,随着运行时间的延长,管壁逐渐结垢,逐渐增加加热蒸汽的压力,但最高不得超过上述值,这样可以保持蒸发器最大的蒸发能力。如若在上限压力情况下蒸发能力降低,则需要停机清洗管垢。

(2) 二次蒸汽的及时排除:在多效蒸发操作中,前一效的二次蒸汽是下一效的加热蒸汽,当二次蒸汽在下一效加热室内给出潜热后,本身已冷凝成水,此时加热室内汽相水汽的分压就大为降低,即可使前一效分离器内的二次蒸汽不断地排出。如果二次蒸汽不及时排出,分离器内水蒸汽分压将随着黑液中水分的蒸发而增大,在一定的操作压强下,当其分压与黑液液面水分的蒸汽压达到相等时,即两者达到了平衡状态,则蒸发操作也就停止了。所以在黑液蒸发操作中,必须及时排除二次蒸汽。

(3) 真空的形成:多效真空蒸发,真空的形成主要是二次蒸汽冷凝造成的,真空泵只抽出冷凝后的不凝结气体。真空度是决定蒸发系统温差大小的主要因素之一,而温差又直接影响蒸发系统的能力。为了达到较高的真空度,除保证不凝结气体正常排除外,必须保证冷凝器冷却水量充足。冷凝器排出水温越低,真空度越稳定,但是排水温度过低,冷却水消耗大大增加,影响经济效益,因此应适当地控制排水温度,一般控制在低于冷凝器内压强下的饱和温度 $6 \sim 7^\circ\text{C}$,通常排水温度在 40°C 左右。真空度过高虽然温差加大,但由于黑液温度降低,粘度增大,传热系数减小,特别是草浆黑液,黑液温度过低,影响黑液的输送,一般认为末效真空度不宜超过 9.12×10^4 牛顿/米² (686 毫米汞柱)。

(4) 冷凝水与不凝结气体的排除:为了保证加热蒸汽对加热管有足够的接触面积和提高传热效率,要及时排除冷凝水与不凝结气体,否则将逐渐占据或充满加热室的蒸汽空间,不仅减少蒸汽加热面积与加热蒸汽的供给量,也大大降低了传热效率,严重时可使蒸发热能的供给中断。

(5) 稳定供黑液:蒸发系统供给黑液量过大,使蒸发器预热区或液相区增大,而沸腾区减小,不仅静压温度损失增大,给热系数降低,而且使有效蒸发面积减小。反之供液量过小,不仅影响蒸发系统正常运行,而且易结垢,严重时造成加热管堵塞。适当的供液量,是根据供液温度、浓度及热强度等条件采用实验方法确定。生产当中多根据操

作经验供液，力求稳定，供液量有波动，也降低了蒸发强度。

(6) 黑液的浓度与温度：供给蒸发系统的黑液温度过低，蒸发器内预热区延长，降低蒸发效率；黑液温度过高，由于急骤的突然蒸发，会造成蒸发系统的脉动，所以，预热后的黑液温度，应接近该效的沸腾温度，比沸点低 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 左右进入蒸发器最好。

黑液进效浓度，是根据蒸发后要求达到的浓度确定的，进效浓度过低，达不到出黑液浓度的要求，而且对于含硫酸盐皂较多的黑液，在蒸发过程中会出现大量泡沫。对于在蒸发过程中除皂的进效黑液浓度，应调节到除皂时最佳黑液浓度(25~35%)。进效黑液浓度可利用稀黑液与浓黑液混合进效控制。多效蒸发系统，通常都是以额定进效稀黑液浓度，一次通过流程达到出浓黑液(约55%)要求进行设计的，以此为依据，在生产中参照经验数字，调整进效黑液浓度。当进效稀黑液达不到一次出浓黑液要求时，可出半浓黑液，然后用半浓黑液混合稀黑液调整进效浓度，使其达到出浓黑液要求，在蒸发系统中这样交替出半浓黑液、浓黑液的方法，由于较稀的黑液冲洗管壁，可减少管垢的形成，但是却影响了蒸发的生产能力。

2. 硫酸盐木浆黑液蒸发工艺条件示例

由于所采用的设备、工艺流程及制浆原料的不同，所订的蒸发工艺条件也不尽相同。我国某厂日产70吨马尾松风干浆，利用 5×500 米²长管液膜蒸发器，蒸发工艺条件如下：

黑液流程 III \rightarrow IV \rightarrow V \rightarrow I \rightarrow II

浓黑液浓度($^{\circ}\text{Bé}_{15^{\circ}\text{C}}$) 33~35

浓黑液温度($^{\circ}\text{C}$) >95

粗硫酸盐皂水分(%) ≤ 40

主汽压稳定范围(公斤/厘米²)1.5~2.5

I效蒸发器压力(公斤/厘米²)大循环 1.2~1.3

出浓黑液 1.6~1.8

稀黑液预热器压力(公斤/厘米²) <1.0

半浓黑液预热器压力(公斤/厘米²) <1.0

进III效黑液浓度($^{\circ}\text{Bé}$)(直测)出浓黑液 ≤ 19.5

循环黑液 13~14

进效黑液量(米³/小时)60~70

出V效浓度($^{\circ}\text{Bé}$)(直测)循环时 21

出浓黑液 29.5

温度($^{\circ}\text{C}$) 循环时 55

出浓黑液 55

V效分离器真空度(毫米汞柱)600~700

V效分离器温度($^{\circ}\text{C}$)54~68

冷凝器出口水温 $^{\circ}\text{C}$ 40~45(大气压冷凝器)

3. 蒸发器管垢及处理

黑液在蒸发过程中，由于黑液中含有纤维、皂化物、钙、镁、铁、铝的盐类杂质，

这些杂质沉淀在常期运行的蒸发器管内壁上，便形成管垢，通常在高浓度和高温的几效先发生，而且严重。蒸发器管外壁(汽相侧)被从黑液中蒸馏出的硫化物腐蚀，这现象后几效比较严重。垢的形成使传热系数降低，生产能力下降，根据分析黑液管垢可分为以下几种：

(1) 黑液及焦化垢：主要是黑液中木素在管壁发生局部沉淀，黑液在高浓高温下发生焦化或有机物聚合沉积在管壁上。

(2) 硫酸盐及碳酸盐垢：因在燃烧黑液时，所补充的芒硝过量或还原率低，而引起硫酸盐垢。由于白液澄清不良和用石灰量过多，以及工业用水硬度高等，均会产生碳酸盐垢。

(3) 硅酸盐垢：是一种由不同比例的钙-铝-硅酸盐组成的较硬物质，呈半透明玻璃状，多由回收炉耐火材料烧损后混入的，也有由石灰、芒硝杂质带入的；硅的来源，有的是由纤维原料成分或原料带入的泥沙造成的，也有的是机械携带进入系统中的。

(4) 皂化物及纤维垢：黑液未经预处理，含有多量纤维及皂化物，多因管壁粗糙沉积而成。

(5) 铁锈垢：发生在蒸发器后几效加热管外壁，是含硫化物气体和污冷凝水腐蚀而成，主要有 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 、 FeS_2 及 Fe_2O_3 等。

上述各种垢很少单独生成或同时全部生成。按其性质可分为有机物和无机盐类的管垢、可溶于水和不溶于水的管垢。

预防管垢的生成可以通过黑液预处理、氧化、除硅、过滤、除皂等步骤。提高燃烧炉内的芒硝还原率、提高白液的澄清度和石灰的纯度；避免用含铝的耐火材料做燃烧炉衬；在蒸发前往黑液里加碱或白液；采用较好的工艺条件和操作方法等，以防止或减少管垢的生成。除此之外，国外有加化学药剂防垢的方法：在进液管路上连续加入供液量的 15 ppm 聚甲基丙烯树脂，使带入的固体物保持悬浮状态，而不致沉淀形成管垢。

对已形成的管垢处理有以下几种办法：

(1) 水洗：定期对蒸发系统进行水煮，对水溶性垢，例如皂化物、干固的黑液、粘附的纤维、部分硫酸盐垢等有较好的除垢效果。对草浆黑液蒸发利用苛化白液定期碱煮的方法，及时清除碱溶性硅酸盐垢效果很好。水洗一般每周一次，每次四小时左右。

(2) 机械除垢：对不溶于水，较结实的管垢，利用电动软轴刷管器，刷洗管壁，有明显的除垢效果，但管壁经钻头多次敲打后产生麻面，更易再结垢和不利热传导，不是迫不得已，最好不用此法。

(3) 化学药剂除垢：常用硝酸或盐酸进行酸洗。为了防止对设备的腐蚀，在酸洗时应加缓蚀剂若丁或乌洛托平。若丁的主要成分是邻二甲苯硫脲 $(\text{CH}_3)_2 \cdot \text{C}_6\text{H}_3 \cdot \text{NHCS} \cdot \text{NH}_2$ ，乌洛托平为六甲撑四胺 $(\text{CH}_2)_6\text{N}_4$ 。其缓蚀原理，研究工作者指出，在酸介质中使这些有机缓蚀剂都与离子或金属表面构成不溶性的络合物，这些络合物形成一层保护膜而吸附在金属表面，从而起到缓蚀作用。下面是某纸厂酸洗示例：

对于碳素钢管蒸发器用盐酸进行清洗

盐酸浓度

50~60 克/升

缓蚀剂若丁浓度

约 5.0 克/升

清洗时间

6 小时

对于不锈钢蒸发器用硝酸清洗

硝酸浓度

50~60 克/立升

缓蚀剂乌洛托平浓度

3~4 克/升

清洗时间

6 小时

(4) 对于汽室锈垢的处理, 用白液或 10~15% 氢氧化钠溶液浸泡 24 小时, 温度保持在 70°C 左右, 放出碱液后再用高压水冲洗。

(五) 黑液的直接蒸发

直接蒸发是利用从碱回收炉出来的热烟气与黑液直接接触, 使从多效蒸发出来的浓黑液在此进行第二次蒸发, 黑液由 50% 左右的浓度增浓到 65% 左右。在进行直接接触蒸发同时也达到烟气净化的部分目的。

1. 文丘里-旋风蒸发器

接于碱回收锅炉尾部, 可以使黑液由 42~45% 增浓到 62~65%, 除尘效率也能达到 85~90%。图 1-8-8 所示为文丘里管和旋风蒸发器。

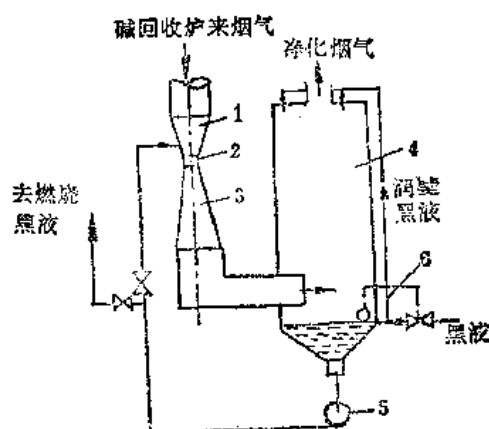


图 1-8-8 文丘里管和旋风蒸发器

1—收缩管 2—喉管 3—扩散管 4—旋风分离器 5—循环泵 6—浮球阀

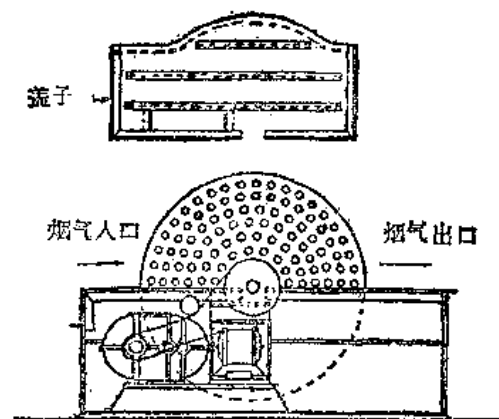


图 1-8-9 圆盘蒸发器

文丘里-旋风蒸发器, 由文丘里管和旋风分离器连接组成, 其工作原理是黑液从文丘里喉部径向或轴向喷入, 由于机械雾化和被高速烟气流冲击作用, 使黑液成为无数细小液粒, 并与高温高速烟气充分混合, 由于液粒直径小, 表面积大, 接受高温烟气的热以后, 液粒水分快速蒸发, 烟气中的粉尘也被液粒粘附, 气液混合物进入旋风分离器进行分离。在旋风分离器内, 由顶部喷下沿器壁流向底部的黑液, 再次与烟气剩余热量进行热交换而蒸发掉部分水, 同时起到润壁防止结垢作用。旋风分离器底部的黑液循环使用和送到浓黑液槽, 供碱回收炉燃烧。在进行直接接触蒸发时, 注意排烟温度不要低于露点。

2. 圆盘蒸发器

图 1-8-9 所示, 是在转轴上的两端或中间装有圆盘, 整个圆盘装在一个密闭的半圆

形槽中。在圆盘之间与圆盘垂直方向装有许多短管，短管在圆盘上排列成许多同心圆。圆盘转动时，槽子里黑液粘附在管子上，当转出黑液液面时与通入的高温烟气接触，黑液吸收热而使水分蒸发，同时碱尘也被黑液粘附，达到增浓、除尘的目的。这种圆盘蒸发器又叫阶式蒸发器，常用2~4台串联一起接在碱回收炉尾部，黑液流向与烟气流向相逆而行。

二、黑液的燃烧

黑液的燃烧就是利用热解的方法，使黑液中无机盐与有机物分离，回收其钠盐及有机物燃烧时放出的热。同时在硫酸盐法加入芒硝，以补充制浆过程中损失的钠和硫。

(一) 黑液的燃烧过程及影响因素

由黑液的组成知道，黑液固形物中包括有机物和无机物，无机物是由钠盐化合物组成，有机物主要包括木素和碳水化合物的分解物。根据制浆的方法、原料材种及浆的软硬不同，每吨浆蒸煮后所获得黑液绝干固形物含量也不同，一般在1000~2000公斤之间。在有机物中可燃的元素有碳、氢和与有机物结合的硫，它们在燃烧时，生成二氧化碳、水蒸汽和硫的氧化气体。无机物在炽热高温中，在有机物中碳的还原作用下，生成熔融态的碳酸钠、硫化钠等盐类。

1. 燃烧过程原理及化学反应

黑液燃烧过程基本上可分为三个彼此关联着的阶段，即：

第一阶段，利用炉气进一步蒸发黑液中的最后水分。

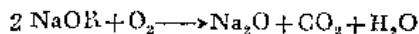
第二阶段，促进黑液中固体物质的热分解和炭化，并进一步使有机钠盐转化为碳酸钠。

第三阶段，促进黑液中有机物质的完全燃烧，无机物质的熔融和芒硝的还原。

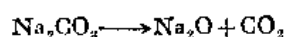
在燃烧过程的第一阶段中，黑液与高温的炉气接触，黑液中的水分开始蒸发。与此同时，即有部分易挥发物质随同挥发。当黑液的水分已大部分获得蒸发后，黑液即转为干溜性质的物质，而进入燃烧过程的第二阶段。

在燃烧第二阶段，有机物发生热分解，并同时放出甲醇、丙酮、酚类及各种硫化物、甲基硫化物、甲硫醇、硫化氢等大量挥发性气体，以及少量树脂和油类。这些物质大部分将继续燃烧而形成二氧化碳、二氧化硫和水蒸汽，并同时放出大量的热量。为保证此阶段的完全燃烧，必须供给适量的空气。

在此阶段中，当黑液中有机物发生热分解时，与有机物相结合着的钠离子也获得分离，易转化为氧化钠，并进一步与二氧化碳反应而成碳酸钠，反应如下：



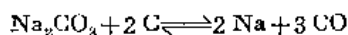
在一般情况下所获得的块状或粉状固体物呈黑色，称为黑灰。高温的黑灰与空气接触后，继续燃烧，而逐渐转化为白色的碳酸钠粉末。在烧碱法制浆中，此一部分回收物质即可直接送往苛化工段。这一部分干物质中有20~25%的未燃烧的碳，造成大量的热未被利用，是为了避免因温度提高而引起大量碱的损失。引起碱的损失，主要是由于碳酸盐的分解作用，温度超过1000℃时特别显著；



过剩空气越少，则碳酸盐的分解进行得越强烈。当空气不足时，碳主要燃烧成 CO，而 CO₂ 可能相反地还原成 CO：

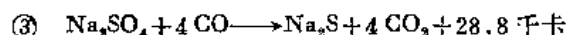
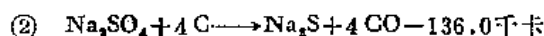
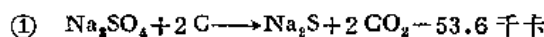


当温度更高及空气量不足时，与碳酸盐分解的同时，可能按下式分解出元素钠：



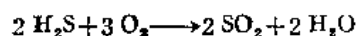
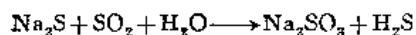
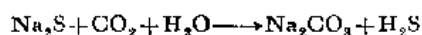
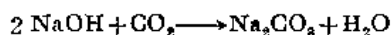
无论是氧化钠，或是元素钠，都有在高温时挥发性很大的特点，以气体形式由燃烧区逸出，所以造成碱大量的损失，并使这种挥发物在锅炉水管上的粘附，造成设备的腐蚀、通风不良、运行困难。

但是在硫酸盐法制浆的碱回收操作中，则尚需进入燃烧的第三个阶段。在燃烧过程的第三个阶段中，除有机物质继续燃烧外，主要的化学反应是芒硝的还原，如下式所示：

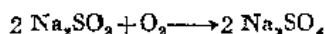
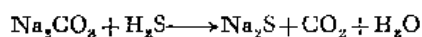
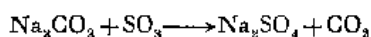
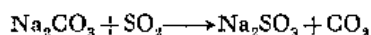


一般认为以②式为主，芒硝还原主要是吸热反应，温度高达 1000°C 左右，而且在还原条件下进行。在芒硝还原反应阶段，无机物成熔融状态。

燃烧过程的主要化学反应如下：



与此同时，又可能有如下副反应发生：



(1) 硫酸钠的还原：要使硫酸钠充分还原，需要两个条件，即热量和碳，据计算还原 1 公斤芒硝，要消耗约 7.12×10^6 焦耳 (1700 千卡) 的热量，需要 2.4 公斤的碳。因此，需要在还原性条件下，保持一定的高温，有足量的碳。所以在黑液燃烧时，一次风量不需太多，使炉床黑灰层在还原性条件下充分燃烧，保持一定温度即可。碳与硫酸钠混合均匀程度也影响还原率，现代喷射炉系统，常用芒硝黑液混合器，混合均匀后喷入炉内，还原率可达到 90% 以上。

(2) 熔融物：黑液固形物燃烧后形成的高温熔融状态的化学混合物，主要成分是碳酸钠、硫化钠，其次有硫酸钠、硅酸钠等，如表 1-8-4 所示。

这些物质按一定比例组成，可以生成低共熔混合物，有利于熔融物的流出。图 1-8-10 所示由 25.7% Na₂S + 74.3% Na₂CO₃ 组成的混合物，硫化度相当于 32%，最低熔点只有 730°C。硫化度高于或低于 32%，熔融物的熔点都会升高。当然生产上熔融物的组

表 1-8-4

熔 融 物 组 成 示 例

原 料	加入芒硝量(公斤)		熔 融 物 组 成 (%)							
	1 公斤熔融物	1 公斤黑灰	Na_2CO_3	NaOH	Na_2S	Na_2SO_3	Na_2SO_4	Na_2SiO_3	水不溶物	合 计
木 浆	0.24		56.6	0.4	22.6	2.8	—	12.7	—	95.1
木 浆	0.11		71.4	0.5	11.6	1.4	—	9.8	—	94.7
木 浆	0.09		80.3	1.0	7.2	—	—	5.4	1.9	95.8
木 浆		0.47	51.8	—	30.0	0.5	10.2	1.9	4.9	99.3
木 浆		0.93	53.5	—	28.2	0.5	10.7	1.7	5.1	99.7
木 浆			71.5	1.4	12.4	2.2	6.6	5.9	—	—
草 浆			45.9	4.6	21.8	1.5	10.6	4.3	1.6	91.5
草 浆			49.35	2.08	18.60	1.46	8.36	14.92	4.19	
草 浆			55.81	4.11	19.35	0.88	6.22	5.21	6.81	
草 浆			56.2	10.0	—	—	1.0	25.0	7.8	
苇 浆			41.0	2.15	11.9	3.15	Na_2SO_3 1.8	5.4	8.6	97.3
竹 浆			73.38	8.29	8.92		4.08			

成,不可能按最低点去配制,但按任何比例组成的混合物,其熔点比纯的状态都要低。图 1-8-11 所示为 40% NaOH + 60% Na_2CO_3 组成的混合物低共熔点是 756°C, 而纯态下的 Na_2CO_3 熔点为 852°C; Na_2S 为 1040°C; Na_2SO_4 为 888°C; Na_2SiO_3 为 1089°C。因草浆黑液熔融物中硅酸钠含量高,所以草浆黑液熔融物的粘度大,流动性差,需要更高的熔融温度。

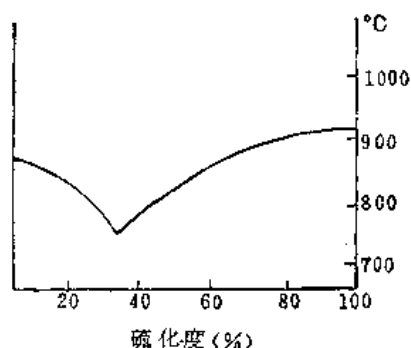
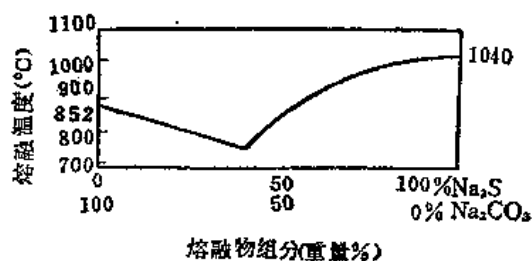


图 1-8-10 硫化度对熔点的影响

图 1-8-11 Na_2S - Na_2CO_3 系统熔点图

2. 影响燃烧的因素

(1) 燃烧需要的空气量: 在燃烧炉中, 当空气量供给不足时, 会产生 CO; 空气量供给过多时, 会降低炉温, 使硫酸钠的还原率降低。这是因为空气供给多时, 空气直接与熔融的 Na_2S 接触, 使其重新氧化, 而降低还原率。

燃烧 1 公斤绝干黑液固形物所需理论空气量, 可根据下列公式计算:

$$L_0 = 4.31(2.67C + 8H - O + S) \text{ (公斤/公斤绝干黑液)} \quad (1-8-5)$$

式中, C 、 H 、 O 及 S 表示黑液固形物中各该元素重量百分数。实际生产中, 空气的供给用鼓风机送进炉内, 送进炉内的风量是理论空气量的 1.05~1.10 倍, 多的这部分空气量叫过剩空气量。燃烧炉供风多少, 常用烟气中二氧化碳的浓度变化表示, 经过测

定, 正常燃烧时二氧化碳含量在 14% 左右, 这时风量供给适宜。二氧化碳偏低, 一氧化碳多时, 空气过剩率低, 没有完全燃烧, 降低了锅炉的热效率; 当炉气中有过多氧存在时, 说明过剩空气过多, 降低炉温。根据炉内燃烧工艺过程的需要, 把送风量的 45%~65% 加到燃烧炉的还原区 (即炉床上黑灰区), 叫一次风, 这样可以保持黑液固形物在还原条件下充分燃烧, 而燃烧层的温度较低, 防止钠升华。在还原区的条件下生成大量的一氧化碳, 为了使热量得到充分回收, 必须在还原区上方补充风量, 称为二次风, 使之继续燃烧成二氧化碳。大型碱回收炉, 空气以一次风、二次风、三次风分层送入。一次风的作用, 是保持黑液固形物在还原条件下, 充分燃烧和熔融物畅顺流通; 二次风是要使炉壁黑液干燥并起到保持炉床黑灰层完整形成的作用; 三次风位于黑液喷射器之上, 其作用是使炉膛内可燃气充分燃烧。各次风量配比依设备不同而异, 各生产厂亦均有差异, 大体上一、二、三次风量配比是 50:20:30。也有用 37:43:20。二、三次风采用 $1.52 \sim 3.04 \times 10^3$ 牛顿/米² (150~300 毫米水柱) 加压力吹入, 在炉内产生充分旋转。一次风压常用 $0.81 \sim 1.22 \times 10^3$ 牛顿/米² (80~120 毫米水柱)。为不使炉内降温,

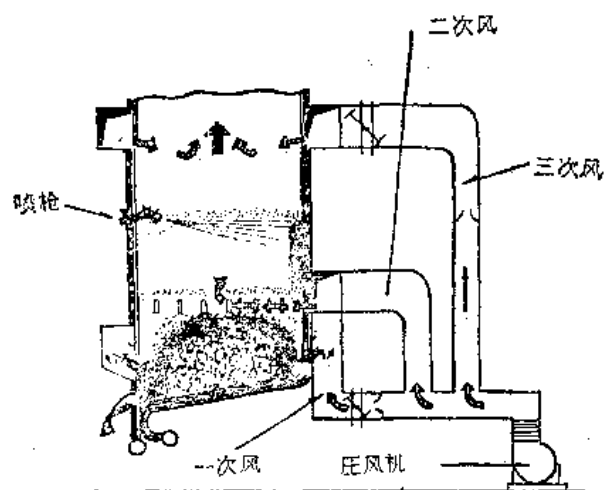


图 1-8-12 碱回收炉室空气分配情况

空气预热到 150~170°C 送入。图 1-8-12 是碱回收炉的空气分配情况。回转炉的二次风, 是从漏风口自然流入的。无论那种型式碱回收炉, 多数应处于负压状态下运行, 炉膛负压 $1.013 \sim 2.026 \times 10$ 牛顿/米² (1~2 毫米水柱)。

(2) 黑液固形物的特性: 在黑液组分中, 有机物比值越大, 黑液的发热值越高。灰分含量越小, 燃烧情况越良好。经过除皂的黑液, 降低了黑液的发热值, 以及黑液固形物其他特性等, 都会成为影响燃烧的有利或不利因素。

(3) 碱回收炉的管理

① 垫层: 由黑液干燥后落入炉床上的高温多孔性黑灰堆积形成, 黑灰应含有水分约 10~15%, 如果太干, 灰的飞失大, 而且难保持应有高度。垫层的作用是使无机物不断的熔融, 将芒硝还原成硫化钠, 部分有机物热裂解气化逸出, 部分有机物炭化生成元素碳, 供燃烧和还原硫酸钠之用。垫层蓄热量大, 可以稳定炉温, 所以要保持适当的高度, 一般在 1.0~1.5 米, 太低起不到垫层的作用; 太高影响空气的流动, 燃烧不均匀。对于粘度大, 脱水慢, 热值低的草浆黑液, 干燥不好, 形成的垫层烧不着, 这样的垫子叫死垫层, 它是由未干燥的黑液与垫层上的熔融物和干黑灰混合而成。遇有这种情况, 要减少喷液量, 喷油助燃或加其他辅助燃料, 提高炉温, 把死垫层处理掉。

② 黑液喷嘴要光滑畅通, 防止阻塞, 可用高压蒸汽定时吹冲。风口也要及时疏通, 防止熔融物及黑灰块堵死。

黑液喷出粒度大小要适当, 液粒小, 对干燥有利, 但过小易被气流带走, 飞失加大, 使锅炉管束积灰加重。液粒小也容易造成悬浮燃烧, 使炉管区积灰更加严重, 而垫

层保持不住应有高度，炉温降低，液粒太大也不好，黑液蒸发干燥不良，影响炉子正常运行。喷液粒大小主要是由喷液压力和喷孔的大小来控制。当喷液量和喷孔一定时，喷液压力大，则液粒小，一般在 1.96×10^5 牛顿/米² (2.0 公斤/厘米²) 左右。当喷液量和喷液压力一定时，喷孔直径小，液粒也小；孔径大，液粒也大。根据喷嘴形式不同，我国多用 $\phi 10 \sim 13$ 毫米左右的喷嘴。当喷液量、压力、孔径都一定时，黑液浓度大，温度低，则粘度大，喷出的液粒也大。究竟液粒多大合适，视黑液性质、喷枪高度、喷射形式、干燥方式等条件而定，通常认为液粒直径 $\phi 4 \sim 5$ 毫米比较合适。

(4) 黑液浓度、流量和温度

① 黑液浓度：喷入黑液的浓度低，即使可以燃烧，但产碱量低，产汽量低，碱回收炉的效率低，如果浓度太低，会使炉温下降，或者垫层太湿燃烧不良，影响正常运行，甚至炉衬脱落、灭火，严重时还会发生爆炸事故。黑液浓度太高时，难输送，喷孔雾化困难，容易堵塞喷嘴，但是在泵的性能许可的条件下，还是应该用高浓黑液，可在黑液管道上通直接蒸汽预热接近沸点的温度，解决粘度大、输送困难等问题。但要求浓度稳定。

② 喷液量：根据设备能力而定的喷液量，力求稳定供液，送液量过多，炉子超负荷运行，不但不安全，燃烧也不完全，硫的飞失增大，如图 1-8-13 所示。若喷液量过小，燃烧不稳定，碱回收炉的效率低。

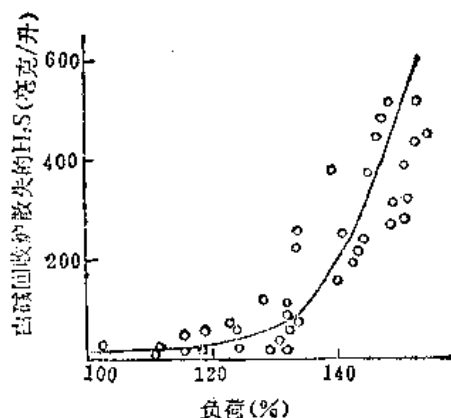


图 1-8-13 炉子负荷与排气中 H₂S 含量关系

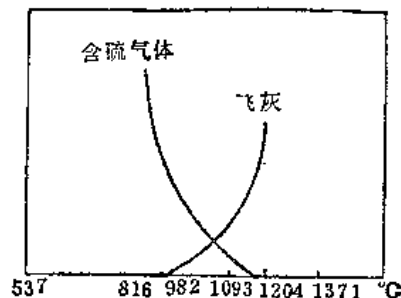


图 1-8-14 垫层温度与含硫气体及飞灰逸出的关系

③ 为了使无机物熔融并顺利排出，以及使硫酸钠充分还原，熔融区温度保持在 $950 \sim 1050^\circ\text{C}$ 较为合适，常用一次风控制垫层熔融区的温度。如前所述，风量不应过大，若一次风量大，则炉温升高，反之，则炉温降低。温度高低对硫气体及碱灰的飞失，有如图 1-8-14 的关系。从图可以看出，垫层温度低即供风不足，产生更多的含硫气体，但飞灰减少，因为温度低，由于钠盐的升华及碳酸盐的分解而挥发的少。若温度高，即供风量多，有更多的氧使硫化物氧化，因此含硫气体少，但由于温度高，而增加了钠盐升华飞失，两条曲线交点是我们通常控制的温度上限。

(5) 芒硝的加入量：对每吨浆加入芒硝量 (Na_2SO_4)，波动范围很大：约为 $40 \sim 150$ 公斤。这和制浆、碱回收各系统碱损失有关，损失大则补充芒硝量就多，加入芒硝量过

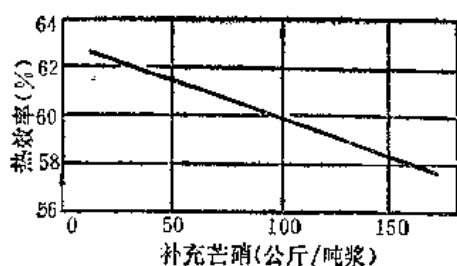


图 1-8-15 回收炉芒硝用量与热效率的关系

多,不但影响芒硝还原率下降,也影响碱回收锅炉热效率下降。图 1-8-15 表示补充芒硝量对热效率的影响,芒硝需要还原热和熔融后带走的热量。从图还可以看出,提高热效率也可以降低补充芒硝量,即减少硫的飞失。为了减少芒硝的补充量,在碱回收系统各处要加强硫的回收,尤其是燃烧炉。通过灰尘的捕集,烟气的洗涤,可以大大提高硫的回收率。高效率回收硫,可使蒸煮药液增

加硫化度。国外有的厂芒硝还原率平均在97%以上,每吨风干浆总钠的损失相当于50公斤的芒硝,即每吨风干浆补充50公斤芒硝时,硫化度可保持在30%左右,甚至每吨风干浆只补充27~32公斤的先进水平。如此下去,若因碱损失较大而增加了硫化度的话,就要用一定量的氢氧化钠或碳酸钠代替芒硝来补充。若不加强硫回收,按照碱损失量补充芒硝,也有可能达不到蒸煮药液高硫化度的要求。

草浆黑液燃烧,因其燃烧值低,以不加芒硝为好,以免降低炉温。

这些因素不但影响着燃烧,它们也互相干扰,有一个因素波动,其他因素也跟着波动。所以在操作中要全面注意各因素的调整,才能使燃烧正常进行,并达到较好的回收效果。

(二) 黑液燃烧的工艺流程

国内目前所用的燃烧设备很不统一,大致分为现代喷射炉系统、回转炉系统和简易喷射炉系统,故工艺流程也不尽相同。

1. 工艺流程

(1) 喷射炉燃烧工艺流程:图 1-8-16 是目前我国采用的喷射炉系统工艺流程。

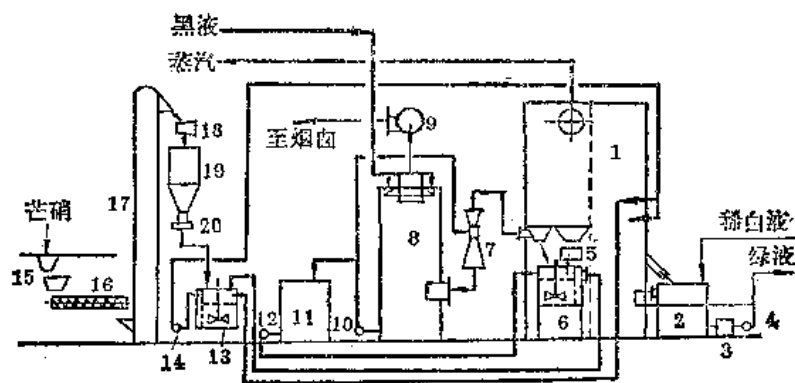


图 1-8-16 喷射炉燃烧黑液工艺流程

1—喷射炉 2—溶解槽 3—过滤器 4—绿液泵 5—碱灰粉碎机 6—碱灰混合槽 7—文丘里管 8—旋风分离器 9—引风机 10—循环泵 11—浓黑液贮存槽 12—黑液泵 13—芒硝黑液混合器 14—供液泵 15—粉碎机 16—螺旋输送机 17—斗式提升机 18—芒硝筛 19—芒硝仓 20—芒硝圆盘给料器

由蒸发工段送来的浓黑液,进入旋风分离器8,黑液从顶沿壁而下,吸收烟气热量,黑液进一步增浓后到分离器底部,底部内有筛板过滤后的黑液,由循环泵10分别送入

丘里管 7 和浓黑液贮存槽 11。黑液泵 12 把浓黑液槽黑液送至碱灰混槽 6，喷射炉大灰斗落下的碱灰经粉碎机 5 粉碎后，与小灰斗落下的碱灰一起进入碱灰混合槽 6。碱灰与黑液混合后，通过过滤板，由溢流管流至芒硝黑液混合器 13。

纯度在 85% 以上的芒硝，经过粉碎机 15 粉碎，粒度最好在 1~2 毫米，以便混合均匀、不堵喷嘴。芒硝通过螺旋输送机 16、斗式提升机 17，到芒硝筛 18 筛选，细芒硝进入芒硝仓 19 贮存，然后由芒硝圆盘给料器 20，均匀落到芒硝黑液混合器 13 内，混合后经供液泵 14 送至喷射炉 1 燃烧，多余的黑液回流到芒硝黑液混合器。燃烧产生的熔融物，顺溜槽流入溶解槽 2，由苛化工段送来的稀白液溶解而成绿液。当绿液的浓度达到 100~120 克/升(Na_2O) 时，通过过滤器 3 由绿液泵 4 送去苛化。

这种流程的特点，是采用文丘里-旋风分离器作为黑液增浓和烟气除尘，效率较高，设备简单，但由于黑液与烟气直接接触蒸发，排空的烟气中含硫气体较多，硫飞失大，大气污染较重。

为了减少对环境的污染，以及消除散发到空气中的臭气（硫化氢、甲硫醇等），国外逐渐采用除臭式燃烧工艺流程，如图 1-8-17 所示。这种流程主要不采用直接接触蒸发，使散发到空气中的臭气大为减少，减轻了对环境的污染，而燃烧炉所用的高浓黑液是由蒸发站设置增浓蒸发器蒸发出来的，浓度可达到 60~63% 固形物。燃烧炉的烟气除尘，通过降温至 150℃ 后，送入静电除尘器回收碱尘。烟气的降温，用大面积（约为普通的 6 倍）立管高压省煤器，用省煤器本身的循环水预热空气到 149℃ 后鼓进炉内。这样不但减少了污染，也提高了热效率。

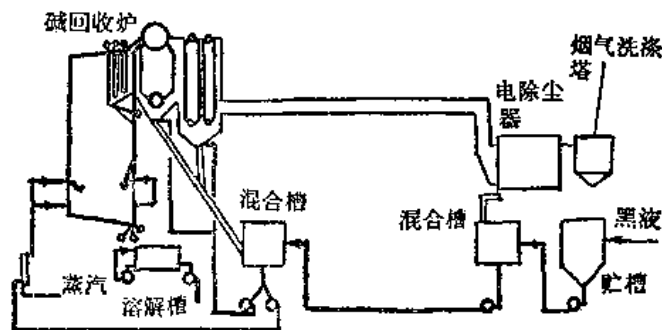


图 1-8-17 除臭式碱回收燃烧工艺流程

利用现代喷射炉系统进行碱回收，是我们今后发展的方向，它具有生产效率高、劳动强度小、芒硝还原率高、锅炉热效率高、适应自动化控制等优点，但是要求技术管理和操作水平也较高。

(2) 回转炉燃烧工艺流程：如图 1-8-18 所示。

由浓黑液槽送来的黑液，先进入圆盘蒸发器（也有不用圆盘蒸发器）增浓，再送入转炉尾部干燥，黑液在转炉内干燥过程中，由尾部往前滚动，到炉头由耙齿耙入熔炉内燃烧，芒硝由熔炉上口单独加入。有的流程也用芒硝黑液混合器。熔融物流入溶解槽成为绿液，达到规定浓度后送去苛化。燃烧过程所需空气，由鼓风机通过一根插入熔炉的风管送入。

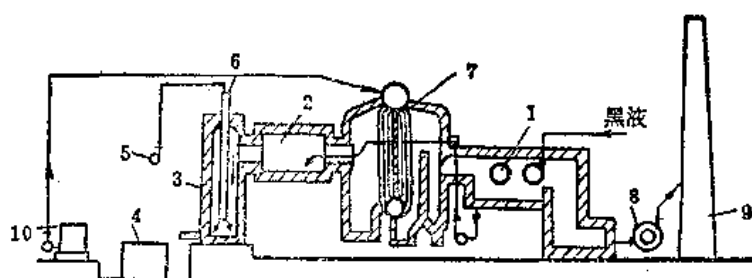


图 1-8-18 回转炉燃烧工艺流程

1—圆盘蒸发器 2—回转炉 3—溶炉 4—溶解槽 5—鼓风机 6—风管 7—余热锅炉
8—引风机 9—烟囱 10 锅炉水箱

燃烧产生的高温烟气，由燃烧室进入转炉干燥黑液，然后进入锅炉，由锅炉排出的烟气温度约 250°C ，经过圆盘蒸发器降温后，由引风机送入烟囱排空。

这种用回转炉燃烧系统的工艺流程，生产效率比喷射炉系统低，劳动强度大，劳动条件差，芒硝还原率低，除尘效果差。单台生产能力，与 40 吨浆/日左右相匹配。

(3) 简易喷射炉燃烧系统：如图 1-8-19 所示。

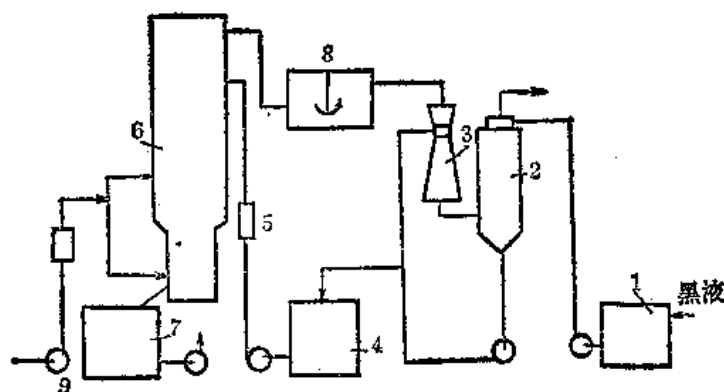


图 1-8-19 简易喷射炉燃烧工艺流程

1—蒸发来的黑液贮槽 2—旋风分离器 3—文丘里管 4—浓黑液管 5—浓黑液加热器
6—简易喷射炉 7—溶解槽 8—烟气沉降室 9—送风机

这种简易喷射炉是我国日产 25 吨以下的纸厂，特别是 5~10 吨小厂，根据喷射炉的原理发展起来的，炉体全部用砖砌成。蒸发工段来的黑液进入贮存槽，由泵送至文丘里系统，与沉降室来的高温烟气混合，起到烟气净化、降温、黑液增浓的目的。降温后的烟气，由引风机送入烟囱。浓黑液加热后送炉内燃烧。空气由鼓风机送去加热后分二层入炉。熔融物溶解送去苛化。高温烟气引入沉降室，重力除尘后进入余热锅炉。若没有锅炉，则直接进入文丘里-旋风蒸发器系统。

这种炉子工艺流程简单，对喷入燃烧的黑液浓度要求不严。但生产效率低，流失大，污染严重，维修量大，不适于现代化生产。

2. 燃烧工艺条件示例

我国 WGZ 50-12/13-1 型碱回收喷射炉工艺条件如下：

喷射炉型式

WGZ 12/13-1 型

设计生产能力	燃烧黑液固形物 75 吨/日
锅炉给水水质要求:	
总硬度	40 微克当量/升
碱度	300 微克当量/升
溶解氧	<30 微克/升
氯根	<7 微克/升
pH 值	>7
炉水水质要求:	
磷酸根	15~20 毫克/升
碱度	<3000 微克当量/升
氯根	15 毫克/升
绿液总碱	95~105 克/升(Na_2O)
硫化度	>18%
芒硝黑液混合器的	
黑液浓度(直测)	>32°Bé
黑液温度	>95°C
芒硝加入量	140~170 公斤/时
芒硝黑液混合后温度	>100°C
喷液压力	<2.5 公斤/厘米 ²
黑液喷枪孔径	$\phi 10\sim 12.5$ 毫米
黑灰垫层高度	0.8~1.1 米
垫层黑灰水分	10%
芒硝还原率	85%
空气预热后温度	130~150°C
空气预热器加热蒸汽压力	<10 公斤/厘米 ²
一次风压力	80~100 毫米水柱
二次风压力	180~200 毫米水柱
炉膛出口负压	0~-2 毫米水柱
省煤器出口烟温	250°C
旋风蒸发器出口烟温	~85°C
旋风蒸发器负压	<750 毫米水柱
省煤器出口 CO_2 含量	13~16%
蒸汽吹灰压力	>10 公斤/厘米 ²
压缩空气吹灰压力	8 公斤/厘米 ²
熔融物溜槽冷却水	
出口水温	<70°C
油燃烧器喷嘴雾化	
蒸汽压力	1.5 公斤/厘米 ²

油燃烧器油压	0.8~1.5 公斤/厘米 ²
油燃烧器耗油量	100~150 公斤/时
锅炉工作压力	11 公斤/厘米 ²
锅炉产蒸汽量	12~16 吨/时
锅炉水位	±50 毫米
安全阀动作压力	13 公斤/厘米 ² 的 1.03 倍

(三) 碱回收炉的结构特点

碱回收炉是燃烧黑液的主体设备，目前使用的碱回收炉可分两大类，即回转炉和喷射炉。碱回收炉的生产能力，是以平衡日产多少吨浆表示的，我国碱回收喷射炉系列定型设备有 25、50、75、100、200 吨浆/日五种。回转炉只有 40 吨浆/日一种。国外一般按每日燃烧若干吨固形物表示。

1. 喷射炉

近代喷射炉就是以浓黑液为燃料的蒸汽锅炉，从结构上分：有方形水冷壁燃烧室和圆形水冷(或气冷)夹套燃烧室，有带过热器和不带过热器的。从产生蒸汽压力分：有高压、中压和低压，高压和中压多是产生过热蒸汽的锅炉，供发电使用，低压多是产生饱和蒸汽的锅炉，供生产用汽。从喷射炉黑液干燥方式分：有射壁式干燥，即黑液喷在炉膛内壁上；有悬浮式干燥，即黑液喷在炉膛内空间，在降落过程中干燥。现就 WGZ 50-12/13-3 型喷射炉结构简述如下：

(1) WGZ50-12/13-3 型喷射炉：主要由燃烧室和锅炉组成，图 1-8-20 所示。黑液喷枪为摇摆式，射壁干燥形式。

燃烧室：就是黑液和可燃气体燃烧的地方，由炉底及四面水冷壁组成的密封方形空室，炉底为平底，是前水冷壁弯 90°角构成，末端接联箱。自底起 2.5 米高的四面水冷壁及炉底向火面焊有密集的 $\phi 5 \times 25$ 毫米长的销钉，其上涂抹 30 毫米厚的耐火层——炉衬，用以防腐蚀及保温。这 2.5 米高的方形炉室即形成熔炉，熔炉以上的炉壁均为光管水冷壁，吸收燃烧时的辐射热。前水冷壁接近炉底处有流出熔融物的口，叫流子口，距炉底 3.6 米的地方有黑液喷孔，在四面水冷壁不同水平高处有一、二、三次风孔和油燃烧孔、防爆门、观火孔等。燃烧室根据其工艺作用不同，大致分为几个区，但没有明显的界限。三次风口处为烟气完全燃烧区，黑液喷口附近为黑液干燥区，二次风口以下至一次风口为黑液燃烧区，一次风口以下为熔融区。所以燃烧室的作用就是干燥、燃烧、还原和熔融。

水冷壁是指燃烧室的四壁，由 $\phi 60 \times 5$ 毫米翅片式排管焊成膜式，又叫膜式水冷壁，图 1-8-21。两侧水冷壁管与上下联箱相接，前后水冷壁管上端直接接入上汽包，由前水冷壁弯管处起构成燃烧室炉顶，下端分别用联箱与泥水包下降管相接。

锅炉：吸收黑液燃烧的热能产生蒸汽的设备，与燃烧室联成一体，结构上很难有明显的界限。由上下汽包、水冷屏、管束、省煤器、以及炉墙、构架、管件等组成。

汽包：上汽包是一个汇集炉水及饱和蒸汽的大圆钢筒，内装一些简单的汽水分离器、给水管和排污管等装置。下汽包是汇集炉水和泥渣的圆钢筒，所以也叫泥水包，内有排水管。

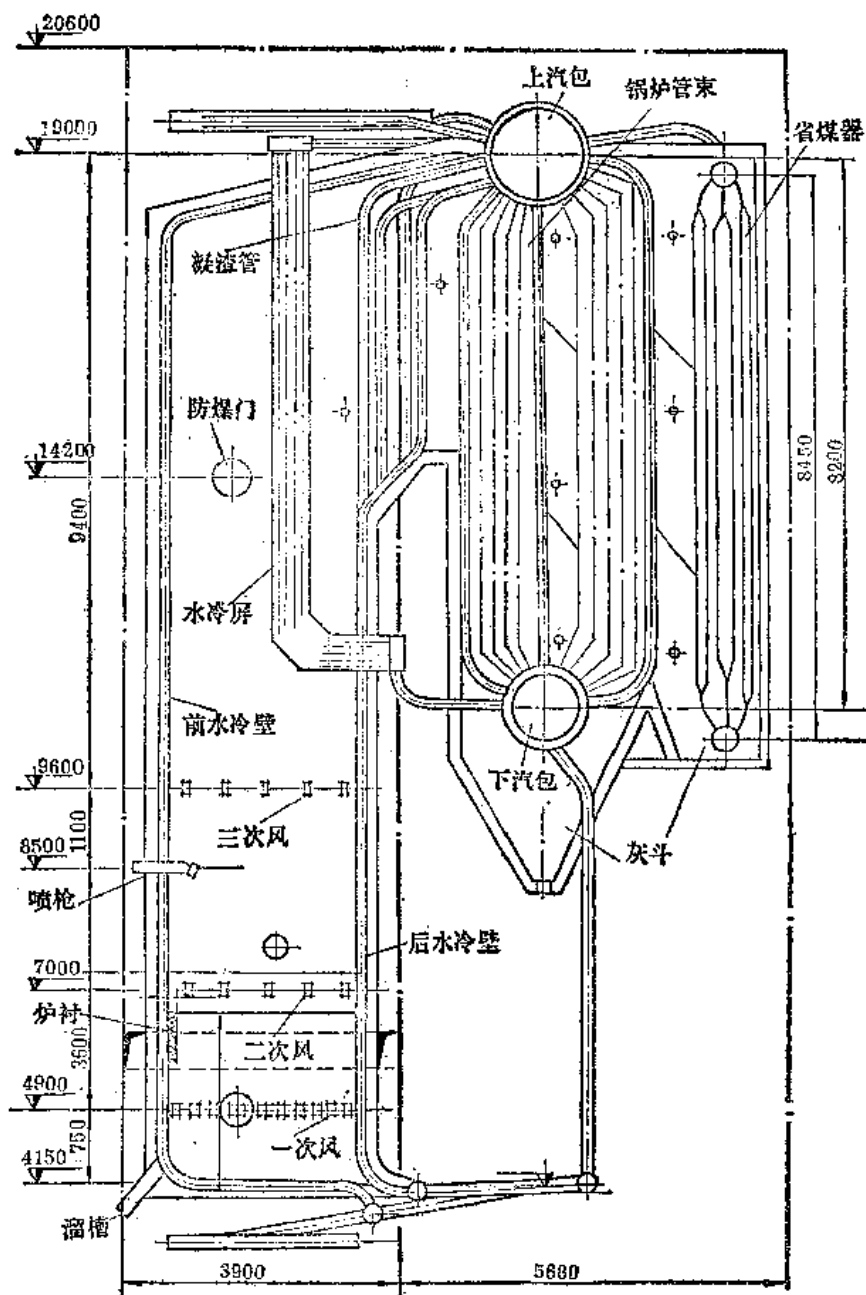


图 1-8-20 WGZ 50-12/13-3 型喷射炉剖面图

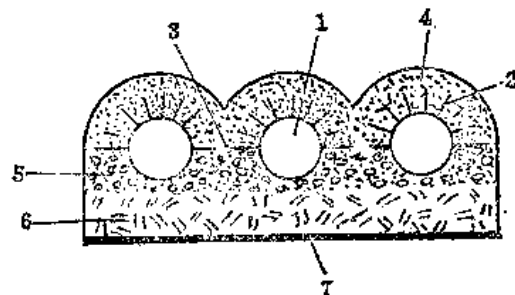


图 1-8-21 翅片式水冷壁断面

1—水冷壁管 2—销钉 3—翅板 4—炉衬 5—耐热混凝土 6—保温层 7—护板

水冷屏、凝渣管：在燃烧室出口处有六片平行装置的水冷屏，每屏由数根水管紧密排列组成，用联箱接入上下汽包。凝渣管由后水冷壁水管间隔分成前后三组而成。它们的作用是降低燃烧室出口烟温，使熔融状态下的灰分冷却，减少进入锅炉管束间的灰分，并使其附于水冷屏上，自行脱落到熔炉内，这里主要是吸收烟气对流和辐射热。

管束：连接上下汽包之间的管子，用 $\phi 60 \times 3$ 毫米管与上下汽包胀接数排，中间有两道隔火墙，把锅炉管束与省煤器区域隔成三段烟道，它主要吸收烟气对流热。

省煤器：由若干直立 $\phi 60 \times 3$ 毫米水管接上下联箱组成，由于这种省煤器里的水在出口时接近沸腾，所以又叫做立式沸腾式省煤器，其作用是利用锅炉排出烟气中的余热，来加热锅炉给水，提高锅炉的热效率。

凡是锅炉上用的管子和联箱，均用符合锅炉要求的无缝钢管制作。锅炉上下汽包及各联箱均属非受热容器，所以都在炉体绝热层外（炉墙外），或用耐火混凝土绝热层保护。

炉墙：燃烧室炉墙是敷管炉墙，管外绝热层用硅藻土砖等，管束区和省煤器炉墙用耐火砖砌成，整个炉体最外层用薄钢板做成护板密封。

构架：支持炉体的梁和柱，用低合金钢材组成框架式，整个锅炉悬挂于上，受热时可以自由向下膨胀。

管件：用来控制锅炉机组受压件工作的装置和仪表等，例如安全阀、压力表、水位表、各种阀门等。

这种喷射炉属低压锅炉，产生饱和蒸汽供生产上使用。

对于大型、中压和高压喷射炉，带有过热器，可以产生过热蒸汽供发电站发电用。

过热器：其作用是将汽包出来的饱和蒸汽再加热并过热到一定温度，成为过热蒸汽。喷射炉大多采用立式对流过热器，由细长蛇形排管组成，悬吊于燃烧室上部烟气出口处，吸收烟气的对流热和辐射热。

以上这种大型或中型喷射炉，其优点是生产能力大，便于自控，因而操作方便，热利用率可达60%。其缺点是构造复杂，造价高，投资大，修理更换炉管不方便，不宜小浆厂回收用。

(2) 圆形喷射炉：圆形喷射炉的主要特征是分两部分：下面的熔炉是圆形，用水冷或气冷夹套冷却；上半部的燃烧室仍为锅炉管的水冷壁组成，又称为半水冷壁。图1-8-22为SZ-1520,40-6.5/13型喷射炉。熔炉是活动的，从结构上可以明显的分为熔炉及燃烧室。熔炉为耐热钢板（内层）的水冷夹套，向火面砌有一层耐火砖及一层铬镁砖，水冷夹套外侧有保温层，整个熔炉架在四个移动轮上，移动轮架在铁轨上，便于维修更换熔炉。

圆形喷射炉过去用水冷夹套，现改为气冷夹套，以免发生爆炸事故，夹套的冷空气，经加热后可用于炉内燃烧。

为适应锅炉及熔炉的膨胀及连接的密封，在熔炉顶及燃烧室下部有一个耐热密封连接带，可用耐热保温并便于拆装的材料填充。这种熔炉有一台备用。锅炉部分和现代喷射炉相似。

此种炉的优点是锅炉与熔炉不相通，因此夹套耐压较低，投资少，结构简单，检修

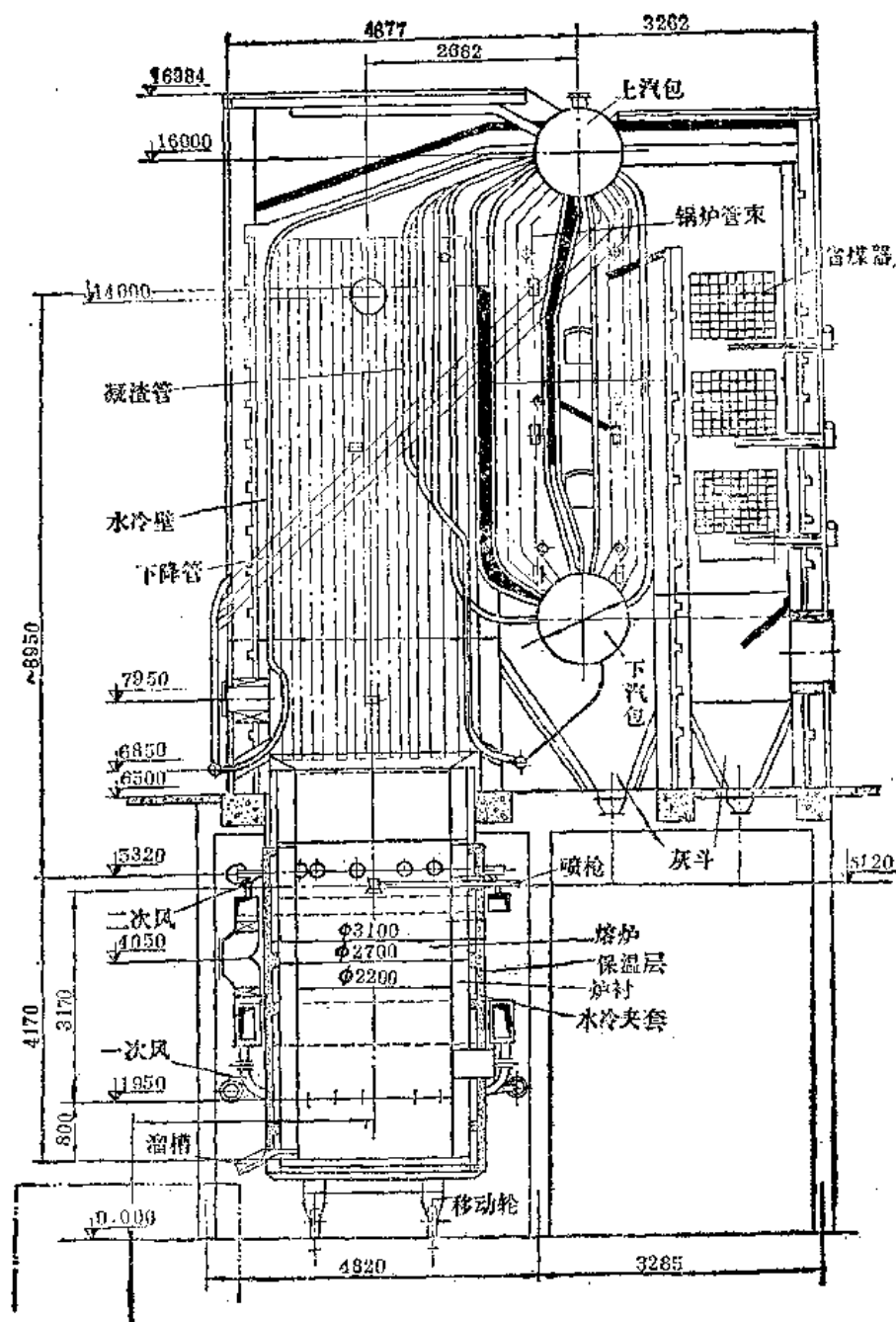


图 1-8-22 SZ-1520, 40-6.5/13 型喷射炉

熔炉方便，停炉时间短，用固定喷嘴，悬浮干燥黑液，熔炉内没有死角。其缺点是夹套内容易被水汽化腐蚀。冷却水作为锅炉给水，则有过剩的热，虽能用于其他方面，但对于软化过水是不经济的。

这种圆形喷射炉，在我国只设计有平衡 20 吨和 50 吨浆/日两种。

(3) 简易喷射炉：图 1-8-23 用耐火砖砌成圆筒体，或内圆外方形体，熔炉内层用

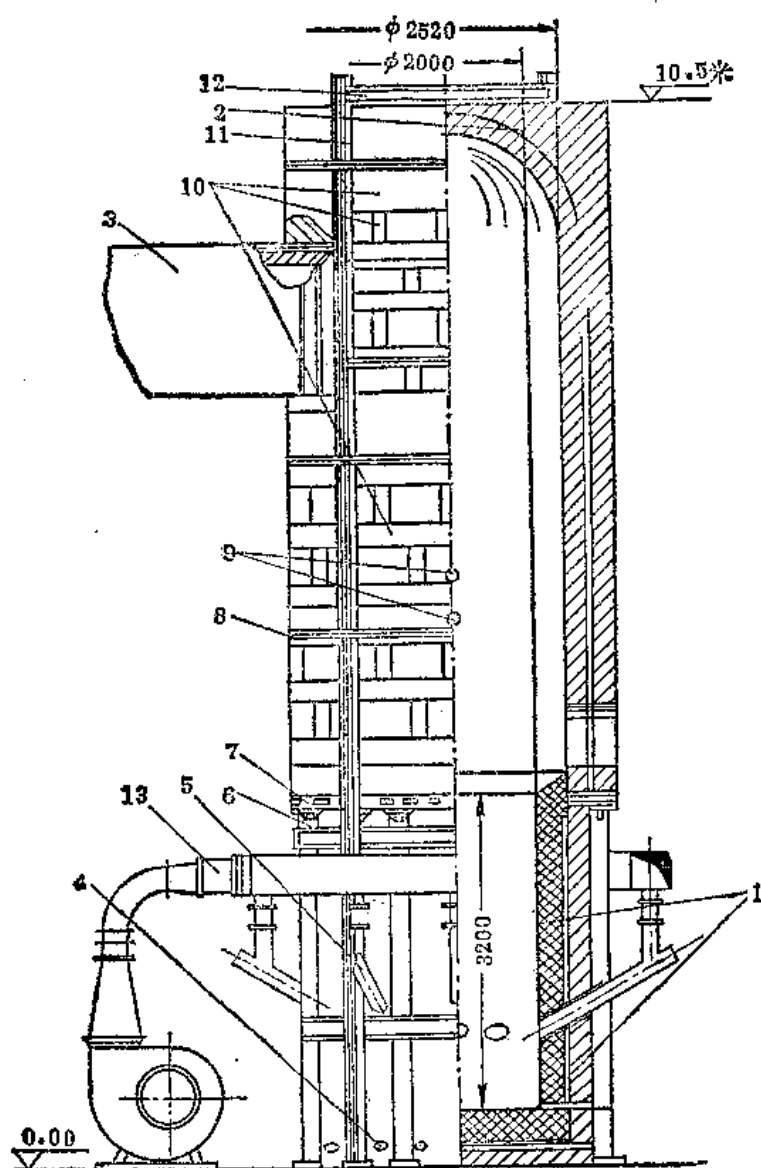


图 1-8-23 简易喷射炉剖面图

铬镁砖砌成。炉子高度一般不低于 10 米，熔炉 $\phi 2 \times 3.2$ 米，燃烧室 $\phi 2.5 \times 7.3$ 米，喷枪高度 5.5 米，进风管 12 只，风管 $\phi 100$ 毫米。这种炉子简单，仅适用于小厂。不适于今后发展。

2. 回转炉

是一种老式碱回收炉，由转炉、燃烧室、熔炉三部分组成，其作用分别为干燥、燃烧、熔融及芒硝还原。转炉本体是钢制圆筒，长 6~7 米，外径 $\phi 2.5 \sim 3.3$ 米，筒外前后有两道轮箍，托在两对滚轮上转动，圆筒中部有一大齿轮，由电机减速箱带动回转，如图 1-8-24。炉内有异形耐火砖衬里，炉头有随炉筒转动的耙齿，用以耙下干燥的黑灰至熔炉内燃烧，炉前端有水冷夹套密封罩，与熔炉上部构成燃烧室。转炉后有水冷夹套送液管(又称象鼻管)，伸入炉内，黑液由此流放在转炉内干燥。熔炉有两个，在燃烧室

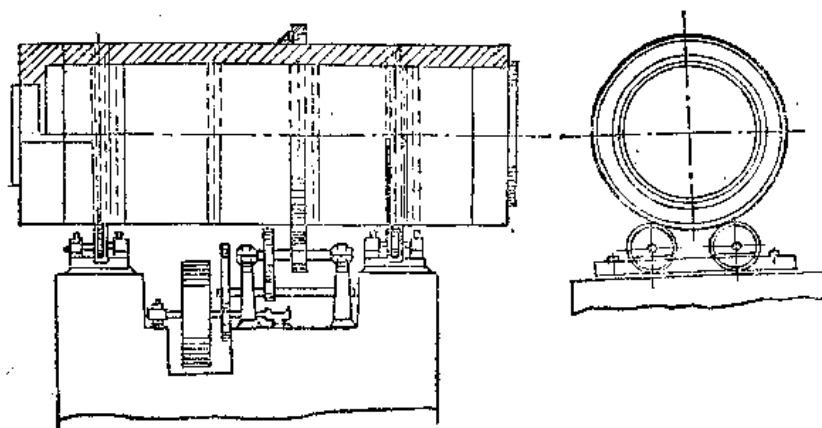


图 1-8-24 回转炉

左右下方，其中一台备用，全部用砖砌成 $2400 \times 2400 \times 3000$ 毫米方形，内层用铬镁砖，外层用耐火砖。炉底约有 9 度的斜度，以便熔融物流出，熔融物流口在炉底前方。图 1-8-25 所示。

熔炉风管是内熔炉顶插入的一根水冷夹套大风管，上边用手动葫芦悬吊在钢梁轨道上，可以调节距熔炉底的距离。

转炉后一般都带有余热锅炉。与现代喷射炉比较，回转炉碱回收率低，芒硝还原率低，热效率也低，劳动强度大，生产能力小，逐渐将被淘汰。

3. 锅炉的附属设备

现代喷射炉均配有空气加热器，吹灰器等，用来加热鼓进炉内的空气和清扫锅炉内管子上的积灰。

4. 黑液喷枪

喷枪是把黑液喷到炉内的装置，不同型式的碱回收炉，要求喷枪的结构也不同。射壁式喷枪：要求它把黑液均匀的喷射到三面炉壁上，而且要求有一定的喷射宽度，以便增加黑液的干燥面积，所以射壁式喷枪是作 ∞ 字摇摆式运动。它主要由枪杆和喷嘴两部分组成，此外还有传动机构。喷枪最好是用耐热不锈钢管制成，以防腐蚀和耐高温。为了达到喷射黑液到三面水冷壁一定高度的要求，喷枪杆不是直的，在连接喷嘴的一端要

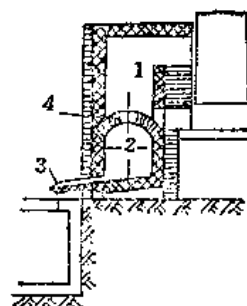


图 1-8-25 熔炉及燃烧室
1—燃烧室 2—熔炉 3—溜槽 4—风管入口

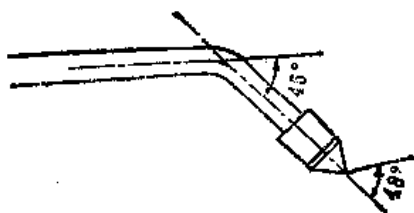


图 1-8-26 喷枪喷嘴配置示意图

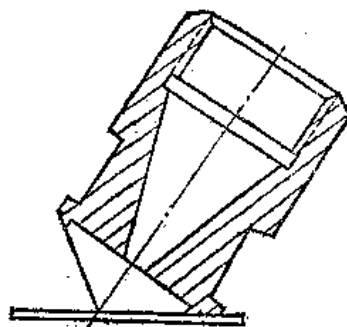


图 1-8-27 GJP 25-4.6/13-1 型炉喷嘴

向下弯 45 度左右,而且喷嘴的中心线与反射板之间的夹角是 48 度左右,如图 1-8-26 和图 1-8-27 所示。

喷枪杆一端连接黑液管,一端连接喷嘴,当黑液冲出喷嘴后,立即冲击到反射板上,黑液被破碎成液粒,分散成一个近似扇形流体面喷射出去,黑液喷到三面水冷壁上吸热干燥,达到一定厚度,由于重力作用,自行剥落,掉在垫层上。

悬浮干燥基本分两种方式:一种是由下往上抛,使黑液粒向上抛后成抛物线下落,另一种是黑液向下喷射,液粒成漩涡式下降。大型炉的悬浮干燥,要求把破碎的黑液流往上抛,不要求黑液流平射出去,所以喷枪是直的,而且反射板与喷嘴中心线的夹角更大;另一方面要求黑液在炉内前后喷得均匀,因此喷枪要作上下摆动,为了左右喷液均匀,大型炉使用两只以上的喷枪,并排安装同时喷射。由于喷枪及喷嘴的结构和喷枪上下摆动,使黑液冲到反射板上,被破碎成的液滴先往上抛,后往下降,在行程中,黑液吸热蒸发掉水分而成黑灰,掉在垫层上燃烧,所以又称抛物式干燥。

圆形炉一般都采用悬浮干燥,由于圆形炉的中心线到各点相应的距离相等,而且是小型炉,炉膛不大,要求的喷射半径小,所以一般使用固定式喷枪,黑液只往下喷,液滴成螺旋线下降。

喷液量的大小和黑液粒度的要求,可更换不同口径的喷嘴调节。

图 1-8-28 是新设计的可调节喷液量的喷枪,利用中心锥体的轴向移动调节喷孔,达到调节的喷液量。

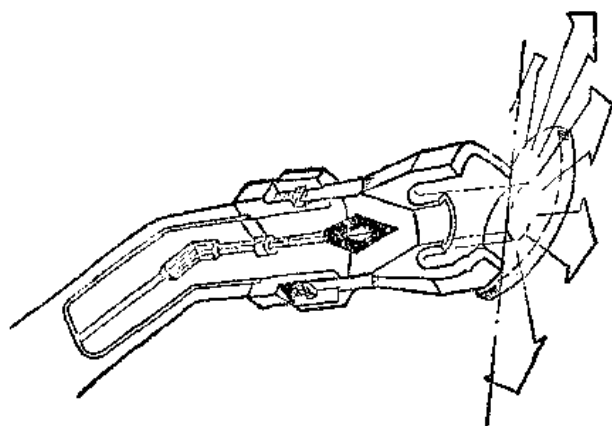


图 1-8-28 可调节的黑液喷嘴

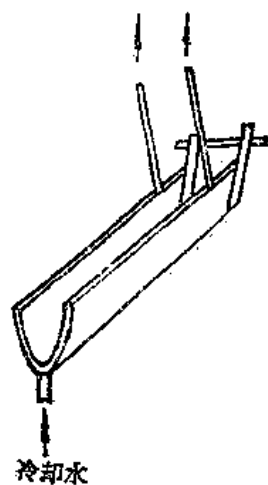


图 1-8-29 溜槽

5. 溜槽

是熔炉熔融物流出的槽道,把熔融物导流到溶解槽里。图 1-8-29 所示,用不锈钢做成 U 形水冷夹套,使能较好地抵抗高温腐蚀和机械冲刷。

(四) 烟气的净化与黑液的增浓

从锅炉出来的烟气,一般还有 250~350℃ 的温度,燃烧每吨纸浆的黑液,烟气中大约带出 40~90 公斤的碳酸钠和硫酸钠, 15~22 公斤具有恶臭气味的硫化物气体。如果将含有这些物质的烟气,直接排入大气,不仅会造成化学药品及热量的损失,而且会对

空气造成严重的污染。因此现代化燃烧流程, 烟气的净化和热能的回收是不可缺少的。目前有下面几种净化及回收系统:

锅炉→文丘里系统→烟囱

锅炉→圆盘蒸发器→静电除尘器→烟囱

锅炉→静电除尘器→烟囱

前两种流程均用黑液做为净化烟气的介质, 所以也是烟气与黑液直接接触蒸发, 前面已述, 在此只简述影响文丘里工作的因素。

1. 文丘里除尘效率的影响因素

(1) 黑液的粘度: 如果喉管处压力降相同, 黑液的浓度高, 粘度大, 难雾化, 即液滴总的表面积小, 传热、粘附效果差, 降低了除尘、增浓效率。图 1-8-30 所示, 压力降相同, 黑液浓度 60% 的除尘效率比 45% 的低, 黑液浓度 45% 比水的除尘效率又低, 若达到同样除尘效率, 则粘度大的, 压降大, 动力消耗大。

(2) 烟气流速: 黑液的雾化, 主要是由于高速气流对黑液的冲击, 气流速度高, 冲击力强, 雾化好, 除尘效率高, 因此喉管的平均烟气流速要求在 60~100 米/秒, 雾化成的液滴直径仅为 20~80 微米, 但气流速度越高, 动力消耗越大。

(3) 液气比: 即喷入黑液量与烟气通过量之比, 以升(黑液)/米³(烟气)表示。液气比高, 则单位体积烟气中黑液量增加, 有利除尘及蒸发, 但过高则雾化不良, 影响除尘效率下降。另外, 由于黑液粘度不同, 要求的液气比也不同。木浆黑液粘度小, 液气比一般推荐 1.5~2:1000; 草浆黑液粘度大, 液气比为 2~3:1000。在液气比过低时, 容易产生黑液被焦化, 使黑液中出现焦块, 影响系统的正常运行。

(4) 烟气温度: 烟气温度高, 对黑液增浓有好处; 过高则因液粒表面水分迅速蒸发, 碱尘不易被液粒粘附。实践认为, 比较合适的进口温度是 250~300℃, 出口温度 100℃ 左右。但是在烟气中有 SO₃ 存在情况下, 这个出口温度已低于露点, 对设备有腐蚀作用。

(5) 文丘里喷液方式

轴向喷液: 黑液喷出方向与气流一致。压力降小, 但效果较低。

径向喷液: 黑液喷出方向与气流约成直角。雾化好, 效果高, 但压力降大, 动力消耗多。

2. 静电除尘

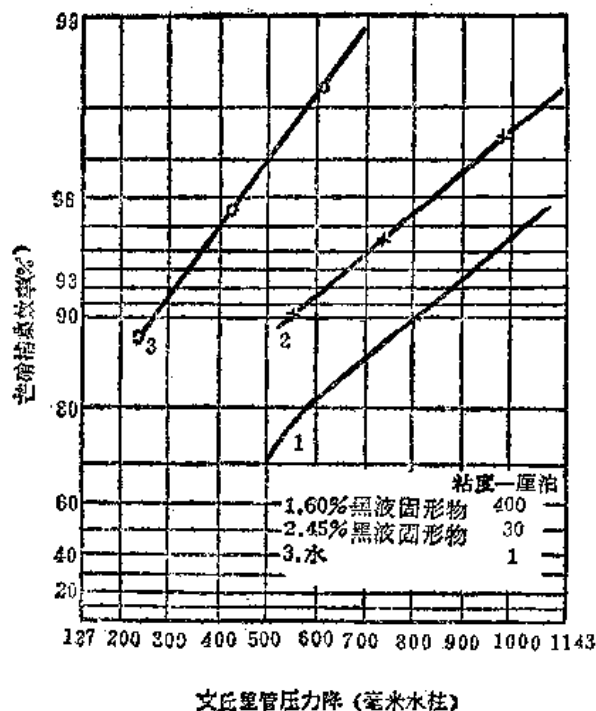


图 1-8-30 流体性质和文丘里管压力降对除尘效率的影响

静电除尘有较高的效果，除尘效率可达98%，把静电除尘器直接接于碱回收燃烧炉后，既能解决碱尘的回收，又能消除恶臭气体对环境的污染。

(1) 静电除尘原理：静压除尘器是由较小直径的放电极和集电极所组成。放电极是阴极，可做成直线、星形、芒刺等多种，集电极是阳极，并接地，可做成板式、管式或圆筒式，烟气从电极间通过。放电极加上负的直流高压电，在两极之间形成单向的高压电场。在临界电压和临界电压以上时，阴极表面附近产生电晕放电。电晕是两极之间的气体电离的明显表现，并在靠近阴极的区域形成正负气体离子。这些离子被吸引到异性电极上。在向这些电极移动的过程中，这些离子附着在烟气中所夹带的固态或液态颗粒上，并根据具体情况使颗粒带正电或负电。然而这些带电的颗粒附着并沉积在极性相反的电极上。

由于这些离子是在阴极附近形成，阴离子到集电极必须移动长得多的距离，因此，夹带的颗粒中带阴电的比带阳电的多，其结果是在阳极上比阴极上聚集了更多的颗粒。在达到电极表面时，颗粒放弃电荷并轻微地粘在电极上，若是干的尘粒，则轻轻振打而落下，若是液态颗粒，则凝聚为相当大的液滴而流下。由此可见，静电除尘必须具有四个步骤：

- ① 通过气体离子或电子，使尘粒带电。
- ② 通过气流将带电的尘粒输送到集电极。
- ③ 使带电的尘粒放电。
- ④ 从电极上移走所沉积的尘粒。

(2) 影响除尘效率的因素

① 气体流速：静电除尘器是根据已给定的气体流速数据而设计的，在运行时气体流速是不能变更的，气体的任何增加，都会带来效率的下降，因为超过了除尘器的设计能力。

② 电极的大小、形状和长度：放电极和集电极的多少及长度，是设计时决定的，如果放电极少了或电场长度短了，也就是尘粒在电场内充电的机会少了，时间短了，以及充电后尘粒在电极上沉淀的时间短了，会影响除尘效果。

③ 使用电压：当以上条件一定时，两极之间所加的电压可以随操作条件而调节，电压高，除尘效率高。当电压升到电晕的极限情况时，就发生“闪络”，“闪络”的极限情况就出现了“电弧”，“电弧”是静电除尘器除尘不允许出现的危险现象。在运行时，尽可能提高电压到接近“闪络”电压值，以求获得最大的除尘效率。目前可以用自动控制，能较准确地控制电场的闪络情况。一般静电除尘器的电压为75,000~100,000伏或运行电压为65,000伏。

④ 烟气温度：进入烟气的温度一定要保持150℃，出口温度不低于116℃。以防止达到露点，若在除尘器内烟气达到露点，不但腐蚀设备，而且由于芒硝粘在电极上，阻止电离过程，使除尘效率降低。所以电极上的尘层，也应及时振掉。

烟气水分高，尘粒水分也高，导电性大，有利除尘，但水分太大，尘粒发粘，不易振下。

(五) 碱回收炉的辅助系统

碱回收炉的正常运行与它的辅助系统工作情况是分不开的，尤其是现代化喷射炉，辅助系统较多。

(1) 供风、排风系统：有鼓风机、空气加热器，排风机和烟囱。

(2) 燃油系统：此系统供碱回收炉开车、停车及助燃用，有油库、油泵、过滤器、工作油箱及油燃烧器等。一般是用重油。

(3) 芒硝系统：包括粉碎机、输送机、芒硝仓、圆盘给料器、圆筛等。

(4) 水处理系统：包括给水的软化除氧，炉水的加药系统等。

(六) 喷射炉炉衬

熔炉炉衬是耐火铬质涂料制成，其作用是为了避免或减轻烟气、黑液、灰渣、熔融物对水冷壁管的腐蚀和磨损，同时也起到保持炉温的作用。

炉衬的材料配置如下：

骨 料：铬矿 97%（重量百分数）

生粘土 3%

粘结剂：碱性水玻璃 10%（相对于骨料的重量）

模数 = 2.3~2.8

浓度 42Bé~50Bé

附加剂：食盐溶液

尿素溶液

羧甲基纤维素钠溶液

三种附加剂可选用其中一种。

也有加促凝剂氟硅酸钠在水玻璃内，起促凝作用。

铬矿石含 Cr_2O_3 要求大于 30%，其粒度配比要求：粗料 70%，细料 30%。粒度组成如表 1-8-5 所示。

表 1-8-5

铬矿石粒度组成

	粗 料							细 料	
粒 度 (毫米)	>5	5~3	3.2	2~1	1~0.42	0.5~0.09	<0.09	<0.09	>0.09
百 分 数 %	0	3.5	23.35	17.5	19.35	24.22	12.1	94.2	5.8

衬里是用涂抹的方法涂在带有销钉的水冷壁上，一次施工完成，不得分层施工，衬里厚度，以盖过销钉 5 毫米为宜，即 30 毫米厚左右。

(七) 安全技术

喷射炉比普通蒸汽锅炉有更高的安全要求，这是因为除了产生一般蒸汽锅炉常见的缺水、满水、炉管爆裂事故外，还会发生喷射炉特有的水与熔融物接触爆炸、可燃气体爆炸等事故，又因为喷射炉处于强碱、高灰尘介质中运行，容易受到腐蚀和磨损。所以对现代喷射炉要加强安装前后的质量检查，严格遵守各有关安全规章制度和操作规程，杜绝事故的发生。

三、绿液的苛化

黑液燃烧后的熔融物，溶解于稀白液或水中，称为绿液，其主要成分为碳酸钠与硫化钠，烧碱法则为碳酸钠。并含有少量的氢氧化铁，呈绿色，故称为绿液。将石灰加入绿液中使碳酸钠转化为氢氧化钠的过程称为苛化。

苛化反应分为两步，第一步为石灰的消化，石灰与绿液中的水进行如下反应：



第二步为碳酸钠的苛化：



苛化后生成的氢氧化钠量与反应物中的氢氧化钠和碳酸钠的总量之比称为苛化率，也叫苛化度：

$$\text{苛化度} = \frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \times 100\% (\text{Na}_2\text{O}) \quad (1-8-6)$$

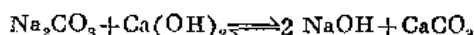
苛化后澄清的液体称为白液，即蒸煮用的碱液，沉淀出的碳酸钙称为白泥。

(一) 苛化反应理论及影响因素

1. 苛化反应理论

(1) 理论苛化平衡常数

苛化的反应用下式表示：



反应是可逆的，苛化过程中，随着反应的进行，NaOH 浓度增加，即溶液中的 $[\text{OH}^-]$ 逐渐增加； Na_2CO_3 浓度逐渐下降，即 $[\text{CO}_3^{2-}]$ 逐渐减少。根据共同离子效应理论， $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 溶解度越来越低， CaCO_3 溶解度逐渐上升，当二者溶解趋向一致时，苛化反应达到平衡。理论的苛化平衡常数 K 计算如下：

当温度一定时， $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 溶度积为一常数， $K_1 = [\text{Ca}^{++}][\text{OH}^-]^2$ ，同样 CaCO_3 的溶度积 $K_2 = [\text{Ca}^{++}][\text{CO}_3^{2-}]$ ，苛化反应达到平衡时，常数 K 等于：

$$\frac{K_1}{K_2} = \frac{[\text{Ca}^{++}][\text{OH}^-]^2}{[\text{Ca}^{++}][\text{CO}_3^{2-}]} = K$$

$$\text{即} \quad K = \frac{[\text{OH}^-]^2}{[\text{CO}_3^{2-}]} \quad (1-8-7)$$

$$\text{或} \quad \frac{[\text{OH}^-]}{[\text{CO}_3^{2-}]} = \frac{K}{[\text{OH}^-]} \quad (1-8-8)$$

(2) 苛化率与平衡常数的关系

$$\text{苛化率} = \frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3}。 \text{用离子浓度表示：苛化率} = \frac{[\text{OH}^-]_c}{2[\text{CO}_3^{2-}]_i}$$

式中 $[\text{OH}^-]_c$ ——达到平衡时 OH^- 浓度；

$[\text{CO}_3^{2-}]_i$ ——开始苛化时 CO_3^{2-} 浓度。

因为一克离子 CO_3^{2-} 苛化后生成 2 克离子 OH^- ，在平衡状态下，达到平衡时 CO_3^{2-} 的克离子浓度以 $[\text{CO}_3^{2-}]_c$ 表示，则 $[\text{CO}_3^{2-}]_c = [\text{CO}_3^{2-}]_i - \frac{1}{2}[\text{OH}^-]_c$

$$[\text{CO}_3^{2-}]_i = [\text{CO}_3^{2-}]_c + \frac{1}{2}[\text{OH}^-]_c$$

$$\text{苛化率} = \frac{[\text{OH}^-]_c}{2[\text{CO}_3^{2-}]_i} = \frac{[\text{OH}^-]_c}{2[\text{CO}_3^{2-}]_c + [\text{OH}^-]_c}$$

$$\text{因为 } K = \frac{[\text{OH}^-]^2}{[\text{CO}_3^{2-}]} \quad \text{则 } [\text{CO}_3^{2-}]_c = \frac{[\text{OH}^-]_c^2}{K}$$

$$\text{所以苛化率} = \frac{[\text{OH}^-]_c}{\frac{2[\text{OH}^-]_c^2}{K} + [\text{OH}^-]_c} = \frac{K}{2[\text{OH}^-]_c + K} \quad (1-8-9)$$

由此式可知， K 值大苛化率大， $[\text{OH}^-]_c$ 越大苛化率越小。

2. 影响苛化的因素

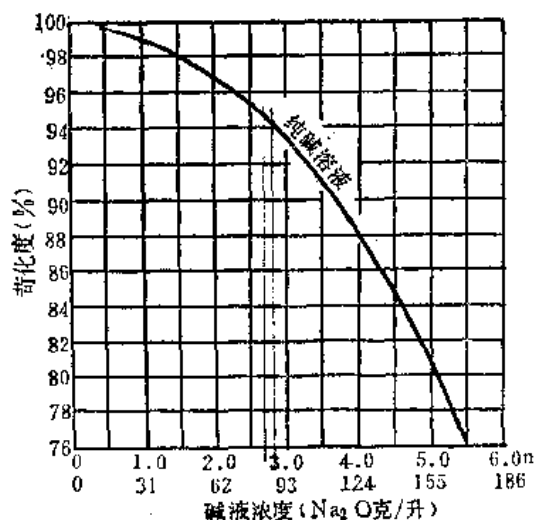


图 1-8-32 苛化度与纯碱溶液浓度的关系

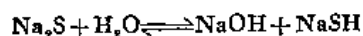
(1) 溶液浓度：试验研究工作证明，纯碱溶液浓度的增加，将会引致苛化率的下降，如图1-8-32。这是由于，在较高的溶液浓度的情况下，碳酸钠和氢氧化钠的电离度减小，因此参加苛化的离子浓度亦小，苛化反应不易进行。反之，如溶液浓度较稀，虽有利于苛化率的提高，但又必须增大苛化设备的容积，而且所获白液浓度较低，难以适应蒸煮操作的要求。

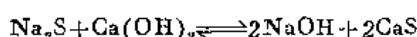
在实际生产中，绿液浓度一般为 100~120 Na_2O 克/升，在这种情况下，苛化率一般可达到 85~90%。

(2) 温度：温度的增高对平衡状态影响不大，但却有利于加速反应作用，试验证明在 95~100°C 以下的范围内，温度每提高 10°C，反应速度常数平均增加 1.2 倍。实际生产操作也证明，在 100~105°C 以下，只要 1.5~2 小时，即可以获得接近平衡的最高苛化率。

(3) 石灰用量：在实际生产中，一般均采用 5~10% 的过量石灰。试验研究工作也证明，过多增加石灰用量，并不能显著提高苛化效果，不过，生产上应用的绿液要比纯碳酸钠溶液的苛化慢些，所得的苛化度也较低。这是由于绿液中含有对苛化反应产生阻滞影响的其他钠盐。研究工作又证明，石灰粒度对苛化速度具有显著的影响，为此，在生产操作中，一般均要求预先将石灰消化成为熟石灰。

(4) 绿液成分：绿液的组成一般除 Na_2CO_3 外，还有 NaOH 、 Na_2S 、 Na_2SO_4 、 Na_2SiO_3 、 Na_2SO_3 、 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 和少量 NaCl 等，其中 NaOH 、 Na_2S 、 Na_2SiO_3 和 Na_2SO_3 对苛化作用具有阻滞影响。根据质量作用定律，从苛化反应方程式可知，氢氧化钠的增加有使平衡向左方移动的趋势，硫化钠的增加有使平衡向左方移动的趋势。硫化钠的存在可能引致下列的两个化学反应：





水解作用生成的氢氧化钠显然是会对苛化反应产生阻滞作用。同样, Na_2SiO_3 和 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 也可能与 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 发生苛化作用, 产生氢氧化钠, 从而直接影响到碳酸钠的苛化。

3. 影响白液澄清的主要因素

苛化后的乳液经过澄清即成白液。影响澄清的因素有:

(1) 石灰质量: 显然, 石灰的氧化钙含量愈高, 杂质越少, 对苛化越有利, 也有助于白液的澄清。通常认为, 石灰的氧化镁含量如超过 1.5~2%, 则对白液澄清速度有所影响, 而氧化钙含量在 70% 以下的, 也不能适应于苛化的要求。

在苛化过程中, 如采用过多的石灰, 则由于有部分氢氧化钙比重较小 [$\text{Ca}(\text{OH})_2$ 比重为 2.343, CaCO_3 比重为 2.93] 易水化, 沉降较慢, 影响白液质量。图 1-8-33 为过量石灰和典型石灰对沉降影响图。

(2) 搅拌速度与搅拌时间: 增加搅拌时间与提高搅拌速度同样会降低石灰渣的沉降速度, 由于长时间或快速的搅拌会打碎石灰渣的颗粒, 使其变小且分散, 不利沉降。

(3) 碱浓度和温度: 温度的提高虽然对苛化反应有利, 但随着温度的增加, 碳酸钙的溶解度也有所增加, 溶液的粘度也随着碱液浓度增加而增加, 均不利于白液的澄清。试验证明, 碱液浓度由 65 克/升提高到 122 克/升时, 石灰渣的沉降速度降低 3~4 倍。

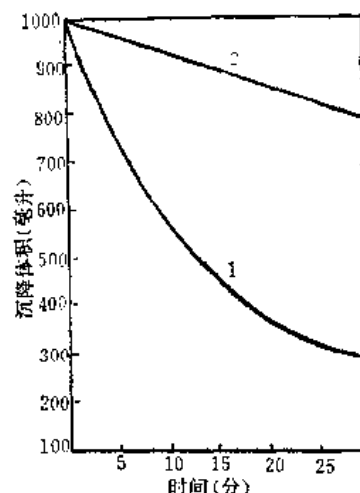


图 1-8-33 过量石灰沉降图
1—典型沉降曲线 2—7% 过量灰沉降曲线

碱液中的其他钠盐, 例如 Na_2SO_4 、 Na_2SiO_3 , 对沉降速度有所影响, 为加速石灰渣的沉降速度, 可考虑加 0.05 公斤淀粉/米³碱液, 起凝聚作用, 使白泥凝聚成片状。

(二) 绿液苛化的工艺流程

绿液苛化有连续法和间断法两种。所谓连续苛化, 就是将绿液、石灰同时连续不断地加入消化器中, 然后通过在一列设备中进行反应、加工过程, 最后连续得到蒸煮所用的碱液。

1. 连续苛化

常用的连续苛化过程包括:

绿液澄清: 绿液中含有杂质, 多系从熔炉带来的不溶解物质, 如未烧完的炭粒, 掉下来的炉衬材料、铁化物等。借重力作用沉淀除掉, 有利提高苛化率。有石灰回收时, 必须除去绿泥, 以便提高石灰回收质量。

绿泥洗涤: 为了减少碱的损失, 用清水洗涤绿泥, 回收残碱, 洗涤后的残碱液叫稀绿液。

消化: 将澄清后的绿液与石灰混合, 制成石灰乳液, 在石灰消化器中进行。在石灰消化的同时, 也开始苛化反应, 可进行到 75% 的苛化率后进入苛化器反应。消化后的渣子, 经过喷淋洗涤后除掉。

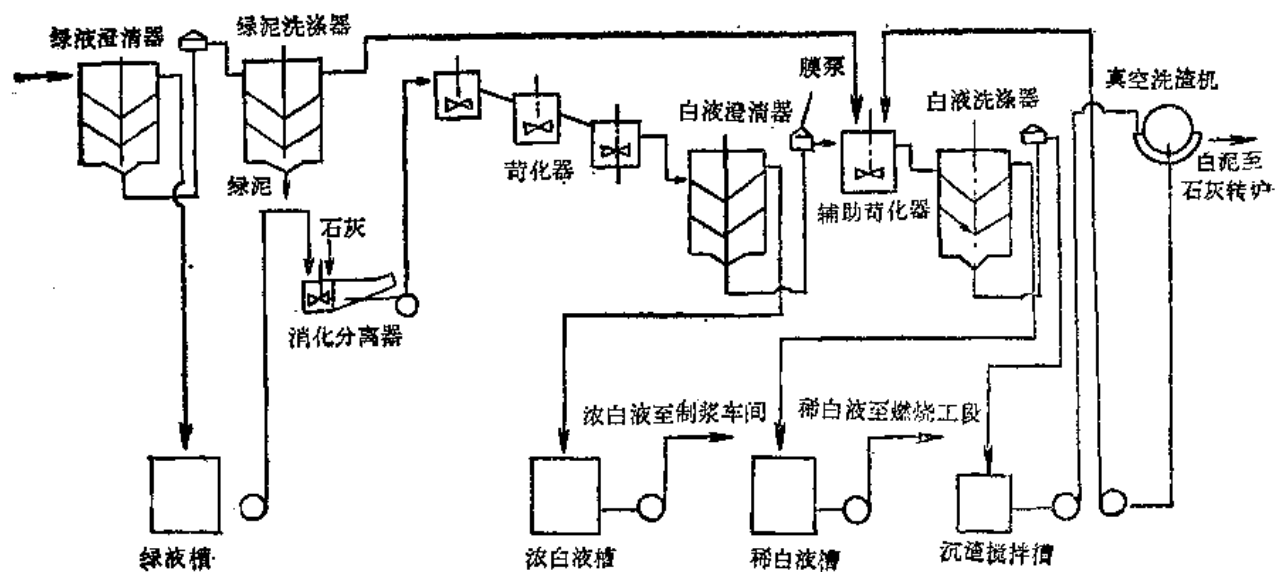


图 1-8-34 连续苛化流程图

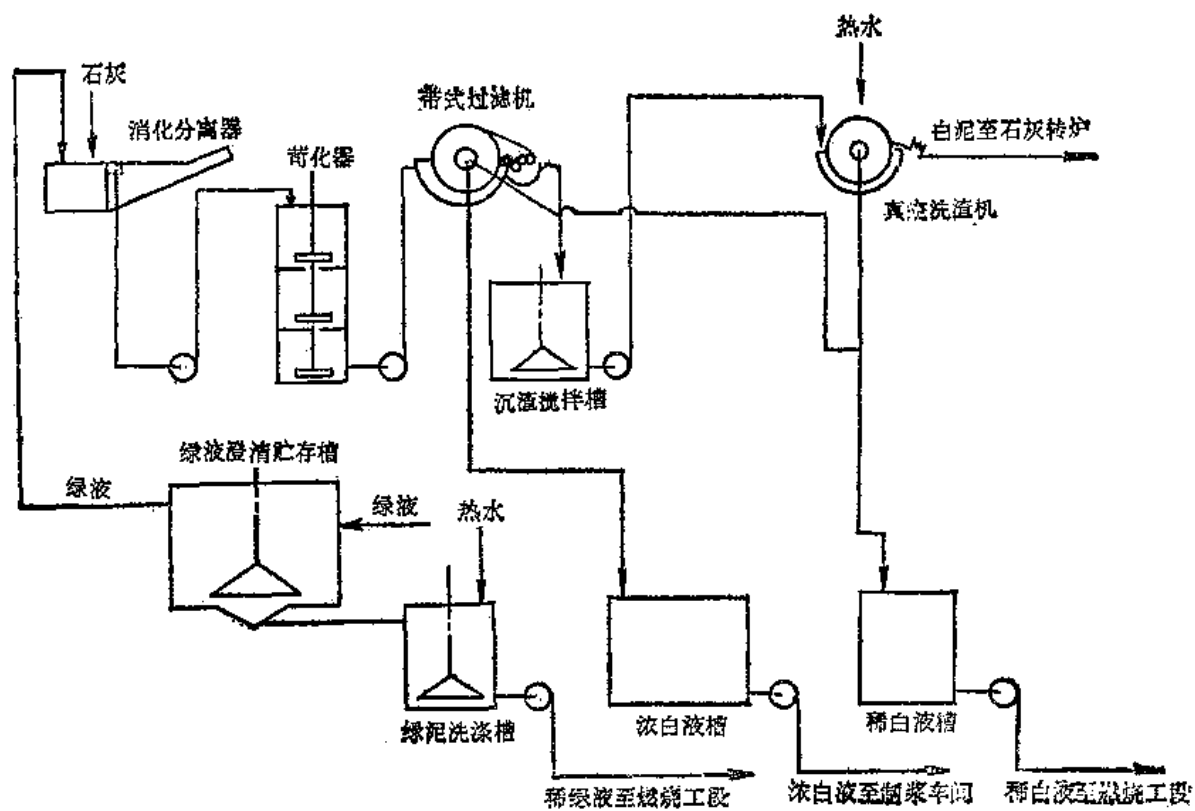


图 1-8-35 连续苛化新工艺流程

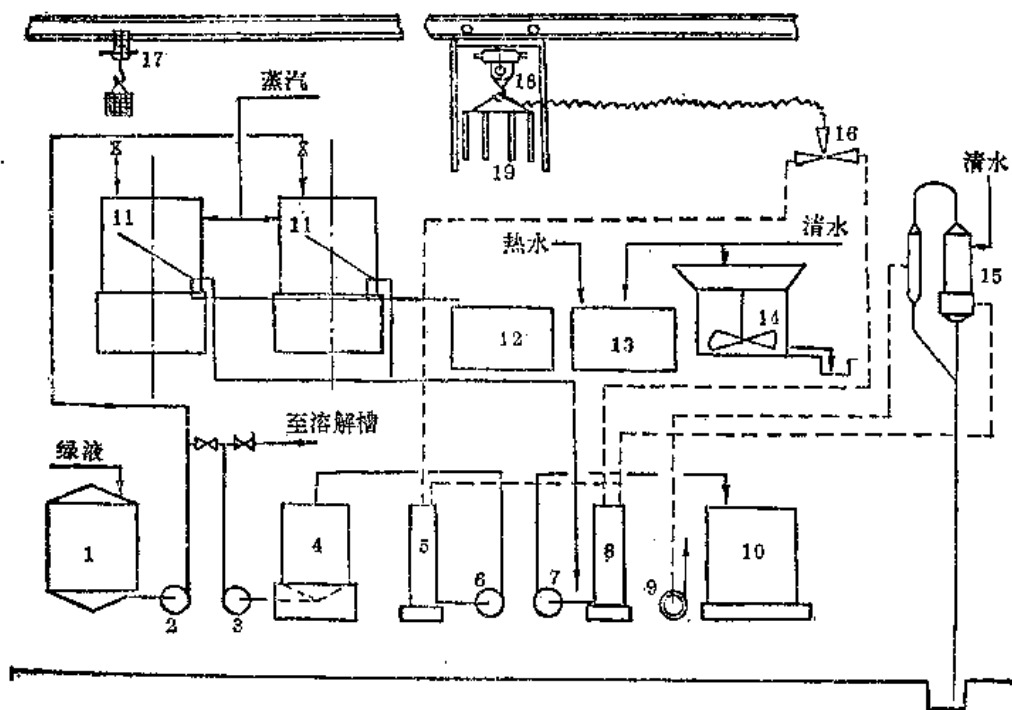
白液澄清：在澄清器內，使苛化后的另一生成物碳酸鈣沉淀，分离白泥，澄清的白液送蒸煮使用，白泥由膜泵抽送白泥洗滌器。

白泥洗涤：为的是提取白泥中的残碱，在白泥洗涤器中进行，澄清的稀白液送去溶解燃烧工序的熔融物。洗涤后的白泥，再经过真空过滤机最后洗涤，然后送去进行煅烧，回收石灰。图 1-8-34 是连续苛化流程图。

国内新设计的连续苛化工艺流程,如图1-8-35。

与前边的流程比较有下列改进：将绿液槽与绿液澄清器合併成绿液澄清贮存槽；将三台苛化器改为一台三室立式苛化器；用带式过滤机代替白液澄清器、白泥洗涤器，可提高白液的澄清度，降低碱损失，同时能提高苛化率。此流程操作管理简单，投资少，钢材耗用少，更适合处理草浆含硅量高，难以澄清的白液。

将绿液送入间断苛化器，同时加入石灰，在石灰消化的同时进行苛化反应，在同一苛化器内进行白液澄清，上层清白液送蒸煮使用。沉淀的白泥排入吸滤槽，用叶片真空吸滤机进行吸滤，滤出的浓白液与苛化器出来的浓白液混合一起。滤泥在滤布上达到相



1—绿液槽 2—绿液泵 3—稀白液泵 4—稀白液槽 5—稀白液收集槽 6—稀白液泵
7—浓白液泵 8—浓白液收集槽 9—真空泵 10—浓白液槽 11—苛化槽 12—吸滤槽
13—洗涤槽 14—白泥稀释槽 15—大气压冷凝器 16—三通阀 17—石灰吊车 18—
五吨吊车 19—叶片真空吸滤机

当厚度以后，将叶片真空吸滤机吊出，放入洗涤槽，用热水进行洗涤，分二次进行，第一次吸出的滤液，平均含碱量 60 克/升以上，可以混入浓白液槽，第二次吸出的滤液含碱较低，平均 40 克/升以下，作为稀白液，供燃烧溶解熔融物之用。最后残碱达到 0.5~1.5% 的白泥，随同叶片真空吸滤机吊往白泥稀释槽内，关闭真空阀门，排除真空，白泥依靠本身重力脱落，用水稀释，搅拌均匀后，用泵排出。图 1-8-36 是间断苛化工艺流程。

此流程在国内中小厂用的多，对于含硅量高、沉淀澄清困难的一些草浆黑液回收，有较好的适应性。

4. 硫酸盐木浆连续苛化工艺条件示例

绿液要求：

总碱浓度(Na_2O)(克/升)	100~110
硫化度 (%)	>22
温度 ($^{\circ}\text{C}$)	>80

石灰要求：

有效氧化钙 (%)	>75
酸不溶物 (%)	< 3
粉碎后粒度 (毫米)	<30
消化时间 (分)	<10

白液要求：

活性碱浓度(Na_2O)(克/升)	90~100
温度 ($^{\circ}\text{C}$)	>80
苛化度 (%)	>82
硫化度 (%)	>18
澄清度(ppm)	<100

消化提渣机残渣含碱(%)

<1.5

乳液总碱浓度(Na_2O) (克/升)	98~105
#1 苛化器苛化度 (%)	80~84
苛化温度 ($^{\circ}\text{C}$)	90~104
浮液过量灰 (%)	< 5
浓白液澄清器抽泥浓度($^{\circ}\text{Bé}$)	>35
稀白液澄清度(ppm)	<200
稀白液总碱浓度(Na_2O 计) (克/升)	20
白泥洗涤器抽泥浓度($^{\circ}\text{Bé}$)	>30
真空洗渣机上网白泥浓度($^{\circ}\text{Bé}$)	13~18
滤饼厚度 (毫米)	5
滤饼含碱 (%)	0.5
真空泵真空度(毫米水柱)	200~340

(三) 苛化设备

1. 石灰消化器

普通常用的石灰消化器分为两部分，即消化部分和分离部分组成（图 1-8-37），所以又叫消化分离器。消化部分为圆筒形，内附有搅拌器；分离部分附有耙齿，以便更好的将砂砾与石灰乳分离。一般操作，绿液在此容器内进行消化及苛化的时间为 10~20 分钟。

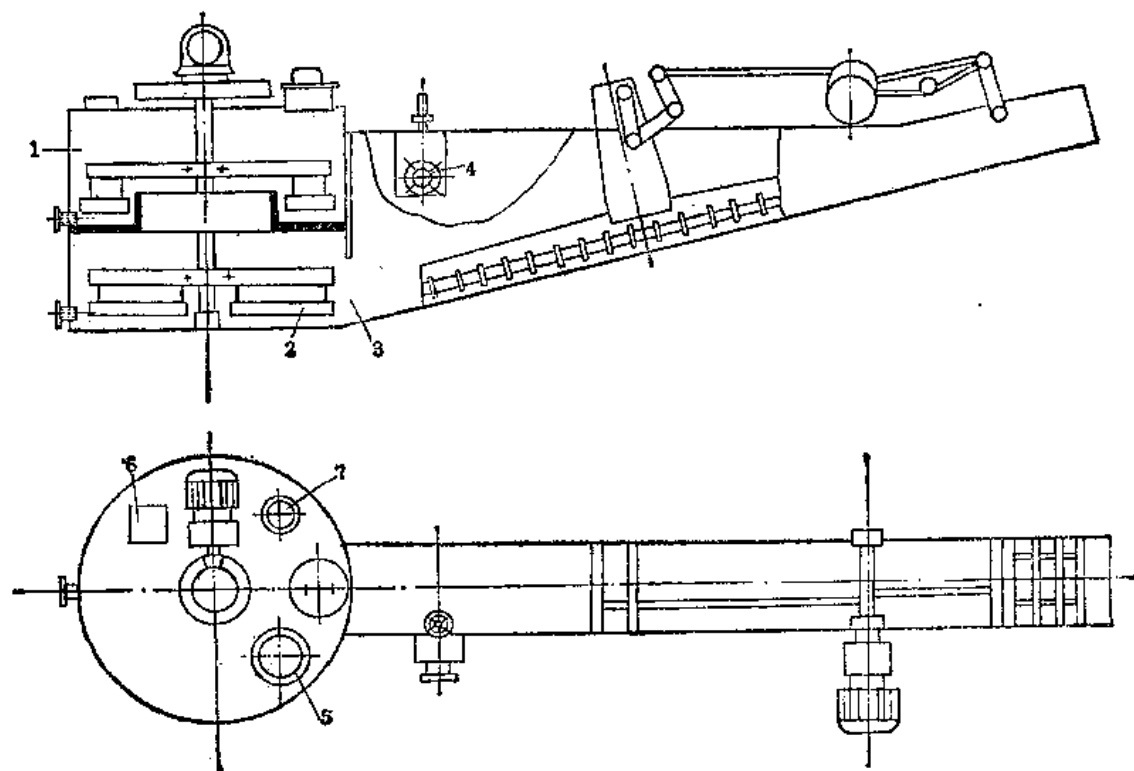


图 1-8-37 消化分离器

1—直立圆筒 2—搅拌桨叶 3—消化后乳液和灰渣出口 4—溢流口 5—排气管
6—石灰进料口 7—绿液入口

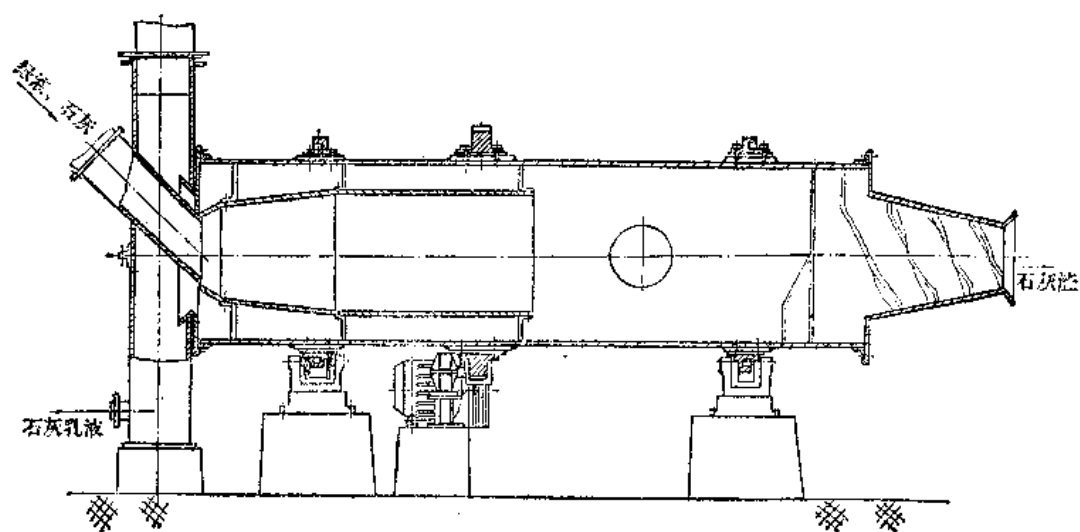


图 1-8-38 鼓式消化器

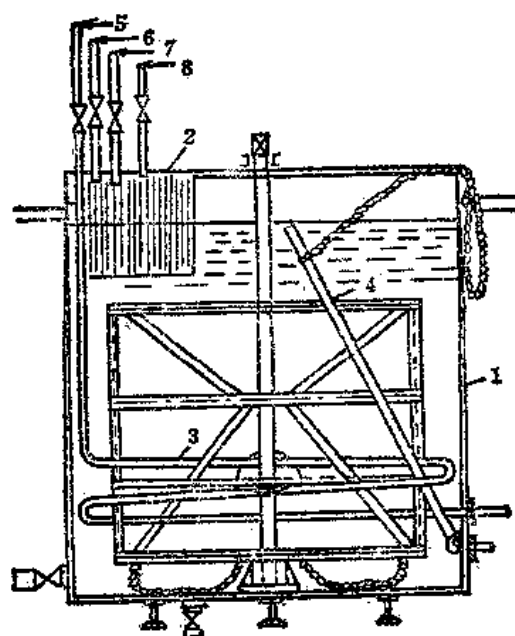


图 1-8-39 间断苛化器

1—槽体 2—石灰盘框 3—加热蛇管 4—摇头管 5—蒸汽入口 6—稀白液入口
7—绿液入口 8—清水入口

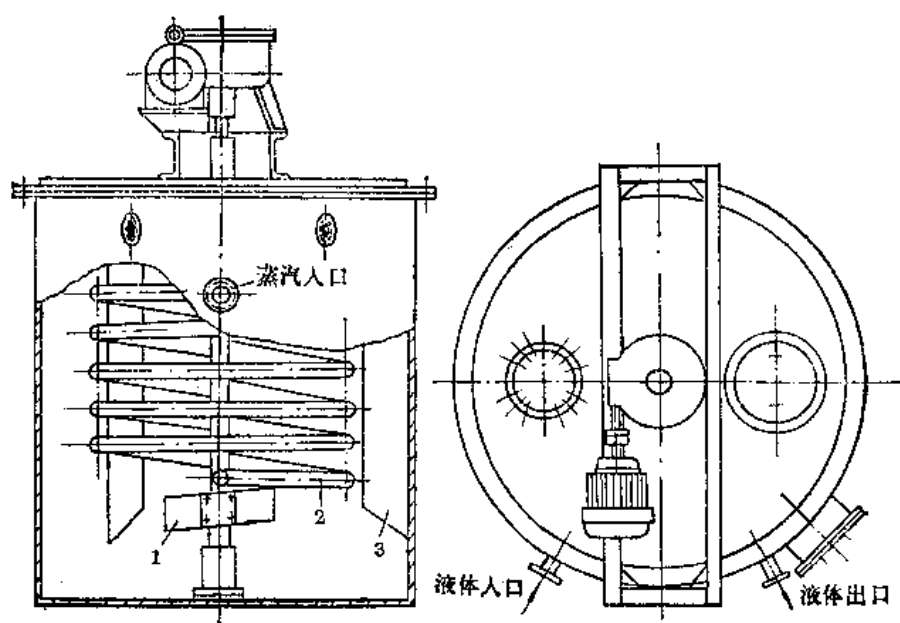


图 1-8-40 连续苛化器

另一种为鼓式消化器(图 1-8-38 所示),圆鼓直径为 $\phi 1000\sim 1500$ 毫米,长 $5000\sim 7500$ 毫米,每分钟迴转 $3\sim 5$ 转,每昼夜可处理石灰 $30\sim 60$ 吨。

2. 苛化器

常用苛化器有两种:其一为间断苛化器,图 1-8-39 所示。苛化器的高度与直径的比例为 $1.25\sim 1.5$ 比 1 ,搅拌器的转数为每分钟 $15\sim 20$ 转。在此容器内苛化周期为 $2\sim 3$ 小时。另一种苛化器是连续苛化器,图 1-8-40 所示,为圆筒型,附有叶轮搅拌器,内有蛇形加热管。三台苛化器依次串联起来,一个比一个安装位置低,碱液由高的苛化器依次通过三台,苛化时间要 $60\sim 90$ 分钟。

3. 绿液、白液澄清器

绿液含有少量杂质,白液则有多量沉淀白泥,澄清分离才能使用。其结构是一个大直径圆筒,分成三层或四层,每层高度很低,中心轴带动各层耙齿转动,每分钟 0.25 转,使沉淀泥渣向中心底部移动,由中心出口排出,用膜泵抽走,澄清液则由每层溢流管排出,如图 1-8-41 所示。澄清器的面积应根据液体性质及总液量而决定。实践证明,每吨纸浆所需澄清面积一般是在 1 平方米以下,而白液沉渣的澄清面积则多在 $2\sim 2.5$ 平方米左右,绿液杂质虽不多,每吨浆只有 $5\sim 25$ 公斤,但杂质的沉降速度慢,因此所需澄清面积也较大。石灰的氧化镁含量超过 $1.5\sim 2\%$,对沉降速度将会有极大的影响,可能延长澄清时间 $1.5\sim 2$ 倍。

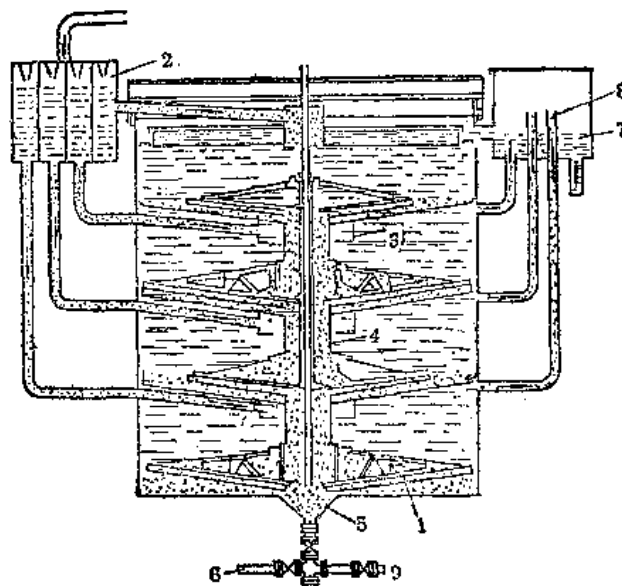


图 1-8-41 白液澄清器

1—耙齿 2—分配箱 3—分配套筒 4—落泥筒 5—锥底
6—排泥口 7—收集箱 8—调节套筒 9—清水管

绿液澄清器与白液澄清器结构基本相同,只是供液方式不同,绿液是直接送到顶层,然后由各层分别排出,苛化乳液则分别送入各层,再由各层出液管排出澄清的白液。

4. 白泥、绿泥洗涤器

主要为了回收沉渣中的残碱,降低碱的损失。其结构与澄清器相似,只是供液、排液方式不同,绿泥、白泥从上层依次通过各层,洗水从最下层往上,逐层逆洗,由上层排出。另一不同之处,是洗涤器在两层之间有一个排泥阻水器,使泥渣可以自上而下通过,液体不能上下串通。也有用澄清器洗涤白泥的。经过洗涤后的泥渣残碱可降至 $0.25\%(\text{Na}_2\text{O})$ 。稀白液浓度约为 $20\sim 25$ 克/升(Na_2O)。稀绿液浓度一般为 $5\sim 20$ 克/升(Na_2O)。自洗涤器抽出泥浆含水分最低也在 57% 左右,故常用真空洗渣机再最后洗涤,将白泥干度提高,含水分降至 40% ,以免增加石灰回收炉的负荷。

5. 真空洗渣机

图 1-8-42 所示，其结构与真空洗浆机相类似，圆鼓上复以镍合金网，网目 24/240，尼龙网为 130~160 目。转鼓和承受槽之间有栅式搅拌装置，转鼓每分钟 0.13~3 转。泥渣以 20~25% 浓度进入真空洗渣机，洗涤浓缩后以 50~60% 的浓度排出，网上泥层厚约 10~15 毫米，用 60~70℃ 热水洗涤。

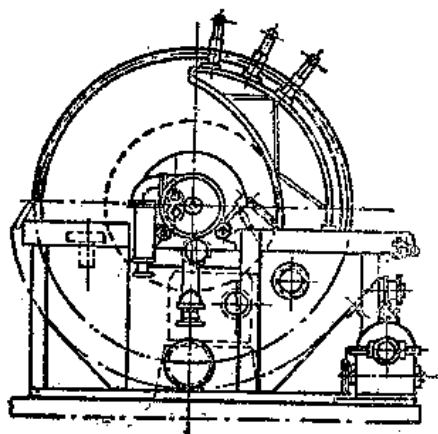


图 1-8-42 真空洗渣机

纸厂采用的带式过滤机尺寸，最小为 $\phi 1220 \times 920$ 毫米，最大为 $\phi 4500 \times 7200$ 毫米。

6. 带式过滤机

是苛化新流程中主要设备，用以代替澄清器，如图 1-8-43 所示。当滤网转动进入白液槽时，由于转鼓内的真空吸引作用，白液通过滤网而排走，白泥则留在滤网上形成一层滤饼。当滤饼随滤网离开白液槽时，在真空室的上方用清水喷淋洗涤，洗过的滤饼在剥离辊处脱网，落到破碎机里破坏并稀释，由泵送走。滤网两面用喷水管洗去残留的白泥，必要时可以酸洗。滤网用聚丙烯纤维织成，使用寿命为三个月左右。北欧一些

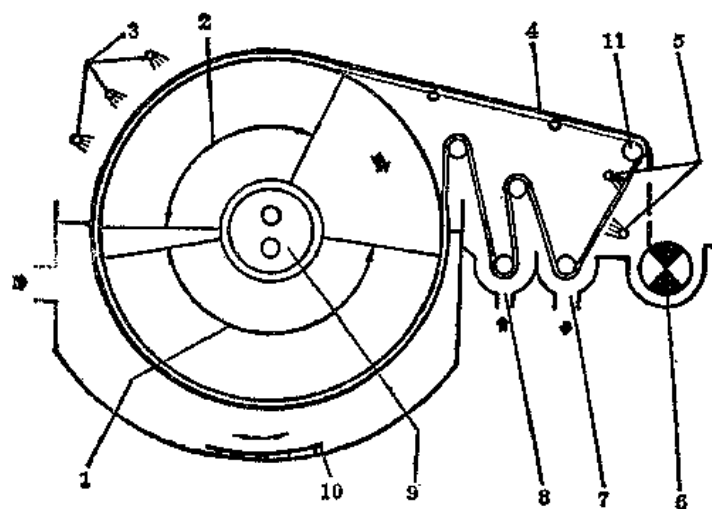


图 1-8-43 带式过滤机

1—真空室I 2—真空室II 3—喷水管 4—滤网 5—喷水管 6—破碎机 7—滤网洗涤水出口 8—酸液入口 9—自动阀 10—搅拌器 11—剥离辊

7. 消化-苛化器

图 1-8-44 所示，是苛化新流程中另一主要设备。在消化-苛化器内，用绿液消化石灰，并完成苛化反应，乳液通过过滤分离出澄清白液。

8. 叶片真空吸滤机

图 1-8-45 所示为间断苛化白液澄清设备，也是洗涤白泥设备。

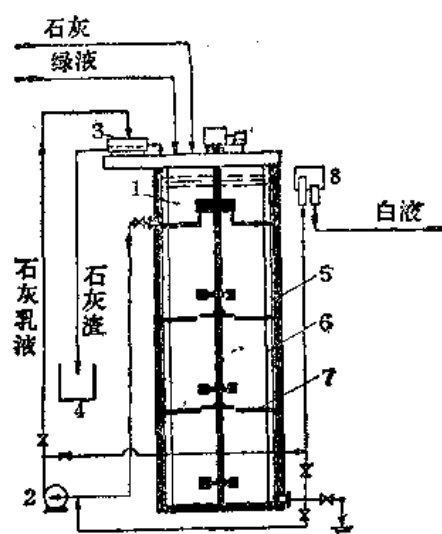


图 1-8-44 消化-苛化器

1—消化器 2—消化器泵 3—除渣筛 4—石灰渣箱 5—衬里 6—竖挡板 7—横挡板
8—液位控制箱

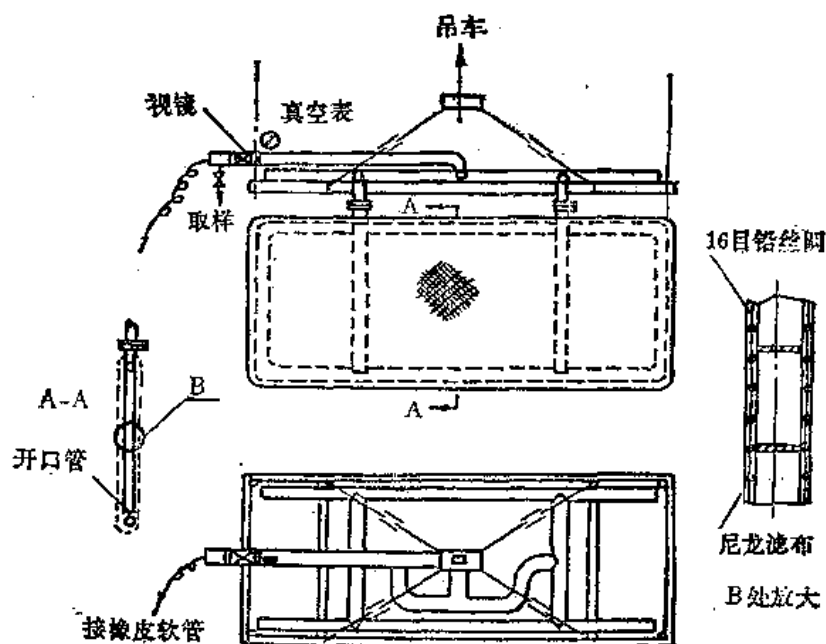
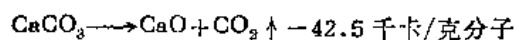


图 1-8-45 叶片真空吸滤机

四、石灰的回收

白液澄清时沉淀的碳酸钙，经过洗涤，脱掉大部分水后，再煅烧成石灰，反应如下：



进行白泥的回收优点很多，可以减少污染，利于环境保护，节约新石灰用量，适用于连续化生产系统。

(一) 迴转炉石灰回收

1. 迴转炉石灰回收流程

图 1-8-46 为迴转炉煅烧白泥的生产流程，白泥在转炉内干燥过程中形成球状颗粒，直径约为 10~20 毫米，颗粒化能促使煅烧均匀，减少粉尘的飞失。煅烧好的石灰，掉入冷却器，通过风冷却后进入石灰仓。

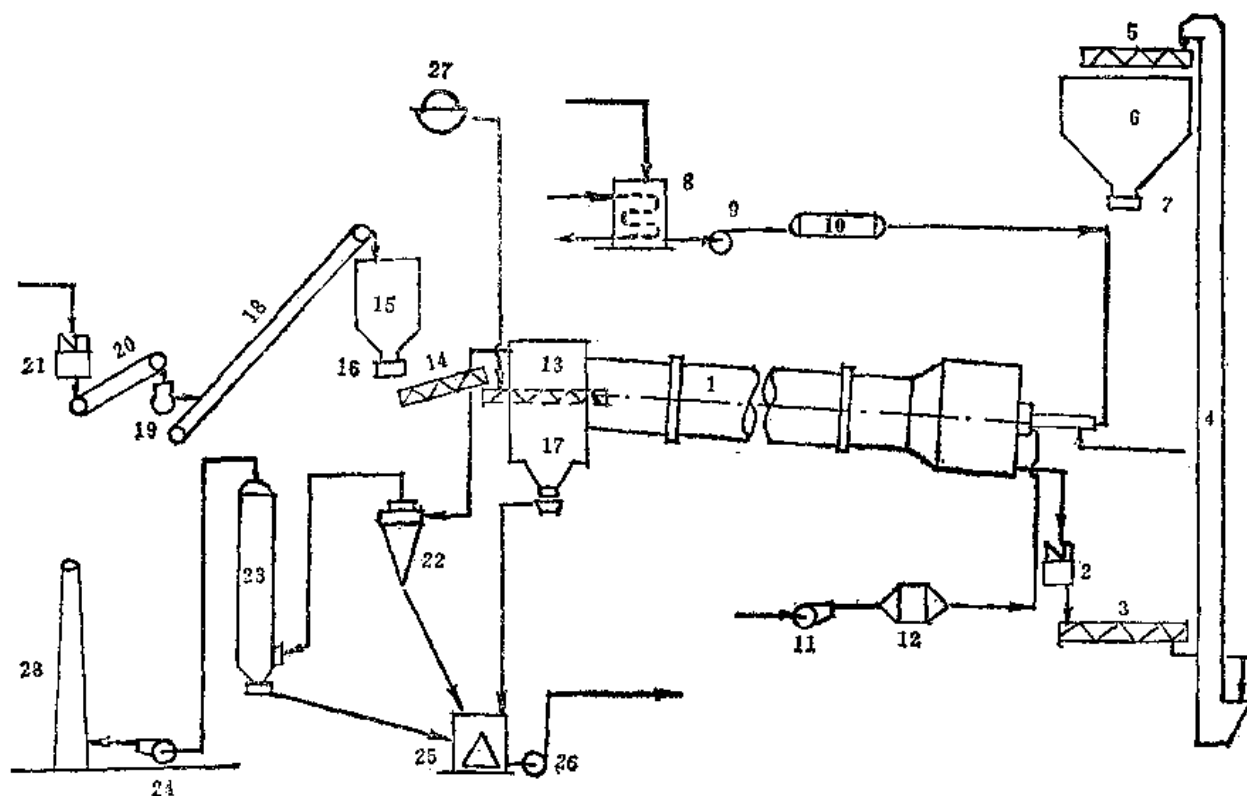


图 1-8-46 迴转炉石灰回收流程

1—石灰迴转炉 2—熟料粉碎机 3—熟料螺旋输送机 4—斗式提升机 5—仓顶螺旋输送机 6—石灰贮仓 7—圆盘给料机 8—工作油槽 9—油泵 10—油加热器 11—鼓风机 12—空气预热器 13—生料螺旋输送机 14—补充石灰石螺旋输送机 15—石灰石贮仓 16—圆盘给料机 17—沉降室 18—皮带运输机 19—粉碎机 20—皮带输送机 21—粉碎机 22—旋风除尘器 23—水膜除尘器 24—排烟机 25—砂罐（排渣槽） 26—砂泵 27—真空洗渣机 28—烟囱

2. 迴转炉煅烧白泥机理

在迴转炉内煅烧白泥主要是通过三个阶段，即干燥、预热和煅烧。

干燥：白泥进入转炉后，首先在干燥区去掉水分。进入转炉的白泥水分一般控制在 4% 左右。由于炉体安装有一定的斜度，前倾斜度为 $1/6 \sim 1/40$ 。当炉体转动时，白泥缓缓向热端（炉前）滚动而形成颗粒，在干燥区，受炉头来的热烟气作用，而蒸发掉水分。

预热：干燥后的白泥，受高温烟气预热到分解的温度，当加热到 600°C 时， CaCO_3 开始分解。

煅烧：碳酸钙在 825℃ 时，开始迅速分解，一般要求在尽可能低的温度下进行，这样烧出的石灰易消化，反应性强。但温度过低，煅烧时间长，或者不能分解。煅烧温度经常控制在 1050~1250℃。温度过高，石灰有过烧现象，影响回收石灰质量，石灰表面硬化，反应能力差。

实际生产中工艺技术条件示例：

白泥：

含水分(%)	<50
残碱 (%)	< 1
活性氧化钙(%)	< 3
煅烧温度(°C)	1100~1200
炉尾温度(°C)	180~250
排烟机入口温度(°C)	<140

回收石灰

有效氧化钙(%)	>78
粒度(毫米)	<30
出冷却器石灰温度(°C)	<40
消化速度(分钟)	15

3. 影响白泥煅烧的因素

(1) 白泥质量：以每吨粗浆计，苛化后所得到的白泥约有 0.5~0.65 吨，主要成分是碳酸钙，其余含有少量杂质和碱。白泥要求含碱(Na_2O)在 0.5~1%，如果含有过高的碱，易和耐火材料中的 Al_2O_3 、 Fe_2O_3 及 SiO_2 等起化学反应，腐蚀炉衬。而且容易在转炉的出料端产生结圈，造成操作困难，烧出的石灰不利于消化。反之，含碱在 0.5% 以下时，则不利于结球，粉尘多。活性氧化钙含量过高时，也易造成炉内结圈。白泥水分含量越低越省燃料，水分高不但燃料消耗多，也使生产力下降。

(2) 炉体：回转炉长径比大，热效率高，物料在炉内停留时间长，煅烧石灰质量好。炉子斜度、转速均影响物料在炉内停留时间，一般转速为 0.6~1.3 转/分，根据炉子的长径比，可以调节炉子的转速，保证物料在炉内有足够通过时间：短炉大约为 90 分钟，长炉要 2.5~4 小时。

(3) 煅烧温度：在回转炉内，白泥不宜高温快速煅烧，高温快速煅烧易造成煅烧不均匀或局部过烧，物料表面硬而发微黑色，或烧成表面有玻璃状光泽复盖层，很难消化或完全不能消化。温度过低，白泥欠烧，呈土黄色，粉末较多。在长炉中物料停留时间长，温度可以控制稍低，约在 1090℃ 左右。在短炉中，由于物料停留时间短，白泥的分解温度要高些，约在 1250℃ 左右。炉尾温度一般控制在 150~205℃，最高不得超过 260℃，否则在转炉内干燥区的链条容易烧毁。

4. 石灰回转炉主体结构

转炉是用 20~25 毫米厚的钢板卷成的圆筒，内衬耐火砖，外有钢圈支于几对承重滚子上，炉体转动是由变速马达通过减速器齿轮系统而带动的。炉前有多筒或单筒冷却器，为冷却炉内出来的热石灰用。

迴转炉炉体长度一般在 30~75 米，直径为 1.8~2.7 米，长径比例 30~40:1，生产能力约为 22~110 吨石灰/日。转炉内干燥区挂有许多链条，起到加速白泥干燥的作用。

5. 在石灰回收生产中，所用的燃料

有重油和天然气。根据实际资料，回收 1 吨石灰要消耗 390~430 公斤重油；若白泥水分太高，或者炉身短，从炉尾部出来的烟气温度高，均会使燃料消耗量增加。煅烧 1 吨石灰所需的热量，大约只有 33% 用于 CaCO_3 的热分解，随着物料水分的增加，用在蒸发干燥的热量也增加。

6. 石灰石的加入

为补充石灰的损失和为解决回收石灰内硅积累时排掉的白泥，常加入石灰石煅烧成石灰。石灰石质量要求不夹带杂质，粉碎成 15~20 毫米大小的块状，均匀一致，补充的多少，由回收石灰的损失而定。一般在石灰中有效氧化钙含量为 75~80% 时，硫酸盐浆厂实际工作中所达到的最高石灰回收率为 93.5%。在回收 80~85% 的石灰时，所回收的石灰中有效氧化钙含量达 90~92%，即不回收随烟气带走的粉尘，因为这部分粉尘中含有较多的杂质，如氧化镁、氧化铁、氧化铅、二氧化硅等，影响回收石灰的质量。把这部分粉尘去掉，所以回收率要低些，但质量较高。

用迴转炉煅烧白泥，是我国回收石灰的主要方法，它操作简单，运行稳妥可靠，技术成熟。

(二) 流化床石灰回收

采用流化床煅烧炉回收石灰，是一项新工艺，它占地面积小，设备省钢材，热耗少。但需要熟练的操作技术，图 1-8-47 所示为流化床回收石灰工艺流程。

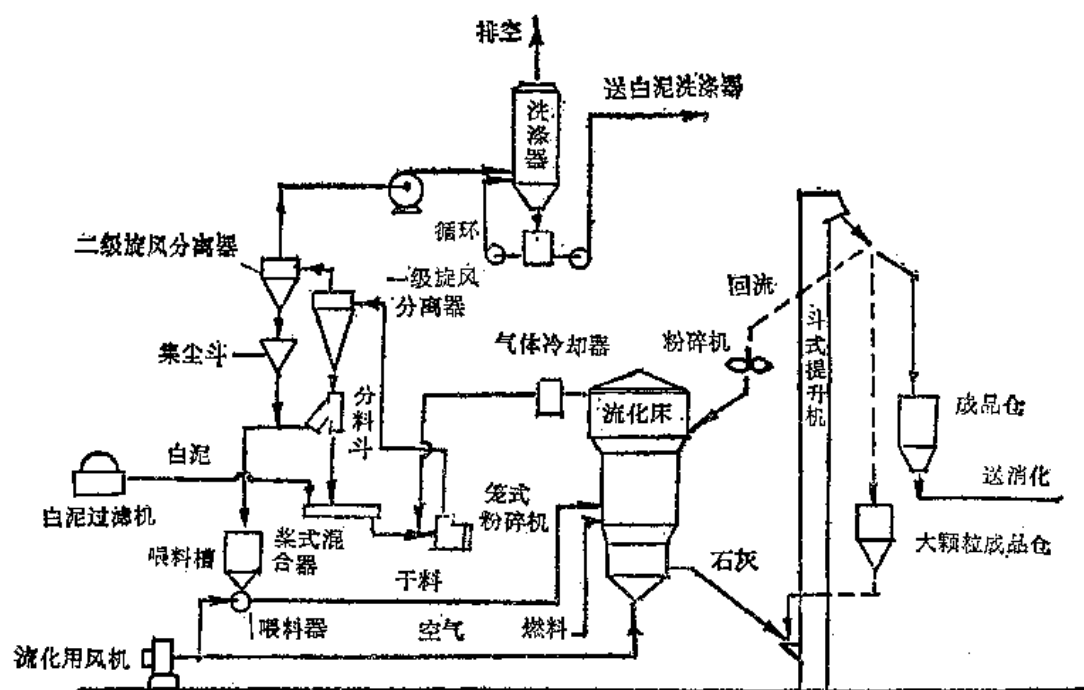


图 1-8-47 流化床沸腾炉回收白泥流程

流化床白泥煅烧系统分成两个基本部分：一是干燥系统，将泥浆干燥成干粉状，以便送至流化床煅烧；另一是煅烧系统，将干粉状白泥烧成球状石灰。

流化床煅烧白泥的条件：

第一，要求进流化床白泥绝干，呈粉状。

第二，开炉时要加入球状石灰“种子”和生产过程中补充球状石灰“种子”。

第三，白泥要求一定含碱量，在 0.5% 左右。

第四，煅烧过程流态化，也称沸腾状态。

1. 煅烧机理

绝干粉状白泥进入流化床煅烧炉床(流化层)，在 $850\sim 900^{\circ}\text{C}$ 的高温下产生分解反应，生成氧化钙。由于白泥中含一定的碱量，在反应温度下成熔融状态，细小粉料互相粘结，边粘合边煅烧，在流动状态下结成石灰小球。产品由出料器排入下部冷却室，冷却后排出炉外。

流化过程所需空气，从冷却室下部由鼓风机送入，通过多孔板使石灰球流化，空气通过石灰后预热到 260°C 左右。热炉气从炉顶排出后，即进入冷却塔和干燥系统。

一般认为，白泥中的氢氧化钠含量是影响煅烧床中小球形成的尺寸和表面形状的主要因素。当含钠量增加时，小球尺寸增大，表面光滑；反之，小球尺寸减小，表面粗糙。但是球的粒度过大(6 目以上的多于 15% 时)，或粒度过小及大小完全相同，均能破坏流态化。根据实践证明，白泥中含碱量对球粒度及球增长率是很重要条件，应严格控制在 0.5% 左右。

为了保持一部分石灰种子，成品石灰要有一部分回流到煅烧室。

2. 流化床煅烧炉结构

流化床煅烧炉是一种立式空塔体，内衬耐火砖，由两块多孔分布板将炉体分为三层：煅烧室、冷却室和空气室。物料在煅烧室分布板上激烈运动，呈流态化，也称沸腾床。图 1-8-48 为二室流化床简图。

流化床的燃料一般是用重油。

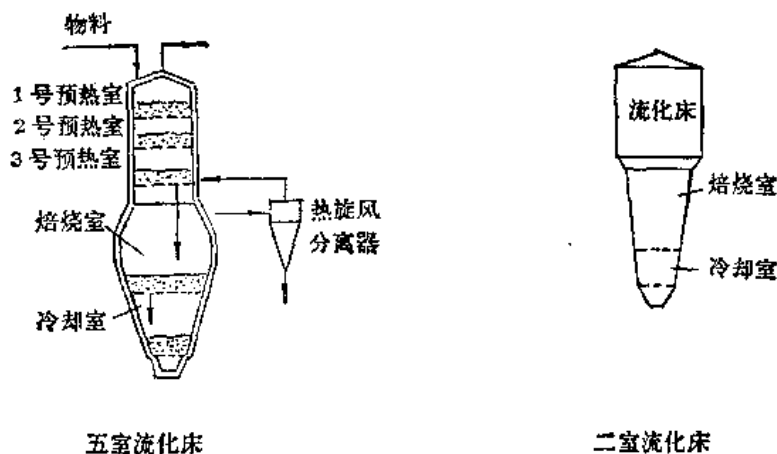


图 1-8-48 流化床简图

(三) 闪急炉煅烧白泥

用这种炉煅烧白泥，与上两种方法比较，又另有特点，白泥煅烧成石灰时反应速度快，产品成粉状，要求设备密闭程度高。图 1-8-49 所示为闪急炉生产流程。这种煅烧系统也分成干燥和煅烧两部分，干燥部分与流化床相似。

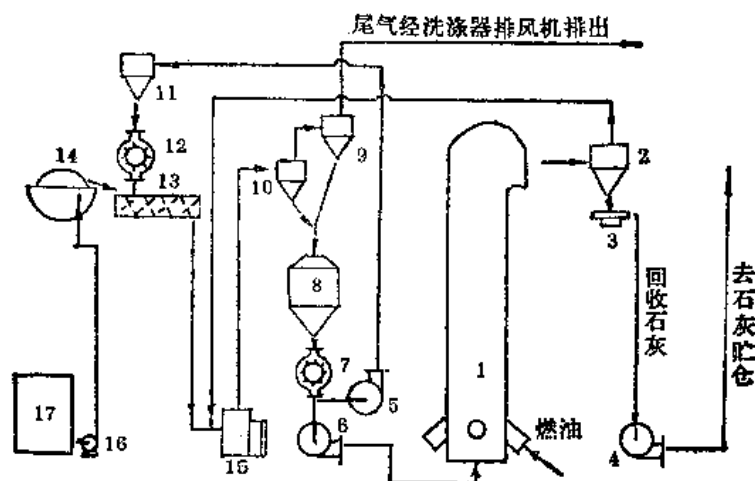


图 1-8-49 闪急炉生产流程

1—闪急炉 2—旋风分离器 3—圆盘给料器 4—送石灰风机 5—送干白泥风机 6—送泥风机 7—星形给料器 8—干白泥贮仓 9、10、11—一、二、三级旋风分离器 12—星形给料器 13—螺旋输送机 14—真空洗涤器 15—笼形磨 16—泥渣泵 17—泥渣贮槽

煅烧部分：干白泥均匀地加入送泥风机，由送泥风机送到闪急炉，干白泥由炉底送入炉内，与燃烧的高温火焰接触，闪急煅烧，炉温达 1100°C ，白泥在 $0.5\sim 1.0$ 秒时间内分解为氧化钙和二氧化碳。经闪急煅烧后，氧化钙与高温烟气一起从炉顶排出，然后分离，将石灰送入料仓。

白泥干粉在闪急炉内，因处于剧烈而纷乱的运动状态下煅烧，因此大大强化了传热过程，得以在极短的时间内煅烧成石灰，产品仍成粉状，氧化钙含量可达 88%。

闪急炉结构：我国用的一种闪急炉，基本结构为 $\phi 1200$ （内径） $\times \phi 1800$ （外径） $\times 24000$ （总高）毫米，炉壁为一层耐火砖及 300 毫米厚的耐热混凝土，外加保温层砌成。炉的下部四周设有油枪。炉底温度 1200°C ，炉中部为 1100°C ，炉顶温度为 $900\sim 950^{\circ}\text{C}$ ，烟气流速 $10\sim 15$ 米/秒，生产能力 $40\sim 50$ 吨灰/日，耗油 250 公斤/吨灰。

草浆碱回收白泥，因白泥中的硅酸盐含量多，从这种白泥中回收石灰主要可能造成系统中的硅积累。我国目前仅上海松江制浆厂的芒杆浆的碱回收系统，进行自白泥中回收石灰。

五、其他碱回收方法

碱回收除传统的燃烧方法外，近代提出不少新的回收工艺，有的仍在试验阶段，有的进行了中间工厂试生产，现就湿空气氧化法和 SGA 比列若得(Billerud)法简述如下：

(一) 湿空气氧化法回收化学药品和热能

采用湿空气氧化法回收化学药品和热能，对烧碱法来说是很合适的。它的产品是碳酸钠和部分碳酸氢钠溶液，这溶液可以直接进行苛化得到氢氧化钠。而对于硫酸盐黑液进行湿空气氧化，它需将硫化钠氧化成的硫酸钠进行还原，这就相当复杂了，所以这种方法目前还不适于硫酸盐法黑液碱回收。

用这种方法对苏打法制浆黑液进行碱回收，不需要将黑液蒸发，而且热回收效率高，且产品为无色碳酸钠-碳酸氢钠溶液，碱损失微小。

湿空气氧化的原理：将空气或含氧气体，在较高温度和压力下，和有机物的溶液或分散体充分接触，进行氧化。氧化时，有机物氧化分解成二氧化碳和水，而黑液中的无机物变成硫酸盐或碳酸盐。反应所生成的热被液体吸收，将一部分液体变成蒸汽，回收利用。反应必须在水溶液中进行，如液相中没有水，则反应将会停止。

氧化的条件：根据烧碱法制浆黑液进行的试验，其条件是：在液相中进行氧化，以保持无机盐在溶液中不致析出，同时避免有机物的附聚。在 312°C ， 1960×10^7 牛顿/米² (200 大气压) 下，反应时间约 9 分钟。以此为基础确定反应容器的大小。高温高压为的是使反应条件激烈化，压力高而不致使溶液中的水分迅速蒸发掉。液体的进料浓度定为 0.12~0.13 公斤/升化学耗氧量。黑液中有机物与无机物之比值，用化学耗氧量与总烧碱(以 NaOH 计)之比率表示，这比率在 2.8~3.2 之间。化学耗氧量，即完全氧化所需要的氧。烧碱法黑液化学耗氧量数值上相等于溶解的总固体物含量(以同一单位表示)，相差在 $\pm 2\%$ 以内。

效果：用湿空气氧化法对烧碱法黑液进行回收化学药品和热能，反应器排出的液体浓度 0.12~0.14 公斤/升(以 NaOH 计)，氧化率达到 97% 以上，用以氧化的黑液中，每公斤固体物可得到 4.7 公斤蒸汽。排出的气体含氧量不超过 2%，二氧化碳约 21% 左右。图 1-8-50 所示为湿空气氧化流程图。

用这种方法进行碱回收，虽有许多优点，但设备耐压要求很高，而且要高压气体压缩机、高压液泵，制造技术要求高，投资大。

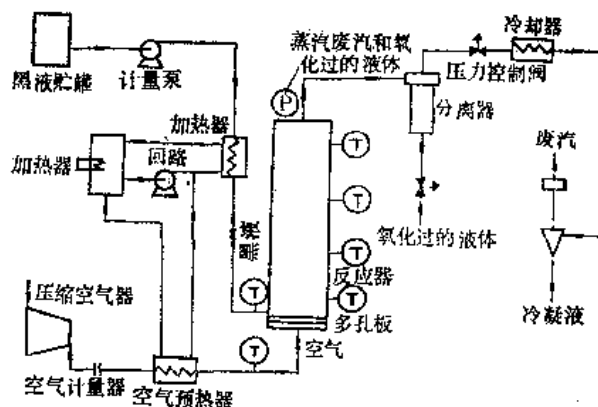


图 1-8-50 中间工厂湿空气氧化流程

(二) 硫酸盐浆黑液的 SCA 比列若得回收法

这种方法的特点，主要在于燃烧黑液的方式不同，浓缩后的黑液(约 50~60% 固体物)，在氧气不足的条件下，在热分解炉内进行瞬间热分解，分解的产物为 Na_2CO_3 、 H_2S 、C。分解温度低于碳酸钠的熔融点，控制不超过 750°C 。热分解后的产物一起随烟气排出，进入余热炉，使余热产生蒸汽并对烟气进行冷却，然后，干燥气体通过旋风分离器，分离出大部分粉尘。清洁烟气再经冷却，分离水蒸汽，提高气体中 H_2S 的浓度，便于用 Na_2CO_3 溶液吸收，转变为 Na_2S 溶液。

分离出来的粉尘，先用水浸渍，再进行真空过滤，使碳渣与 Na_2CO_3 溶液分开。碳

渣干燥再进行燃烧用，或作活性碳。 Na_2CO_3 溶液以喷淋的方式送入装在余热锅炉后面的吸收塔，吸收余热锅炉排出的 H_2S 气体，生成 Na_2S 和 Na_2CO_3 混合溶液，最后送去苛化。

用此法减少或避免了污染，因此也叫无污染的浓液燃烧回收法(参阅图 1-5-9)。

六、技术经济指标

技术经济指标，随蒸煮条件与回收效果而异。下面所列指标均按生产一吨风干浆计算。

(一) 硫酸盐木浆碱回收技术经济指标

芒硝补充量(纯度 95%)

有余热锅炉的转炉(公斤)	100	110	125
有电除尘器的喷射炉(公斤)	90	100	115
无电除尘器的喷射炉(公斤)	150	160	180

石灰消耗量(纯度 85%)

无石灰回收(公斤)	250	290	340
有石灰回收(公斤)	210	245	290
其中石灰补充量(公斤)	40	45	50

蒸汽发生量

转炉(吨)	3.8	4.3	4.8
喷射炉(吨)	4.0	4.5	5.0

电力消耗

碱回收工段(千瓦小时)	80	85	95
石灰回收(千瓦小时)	15	17	20

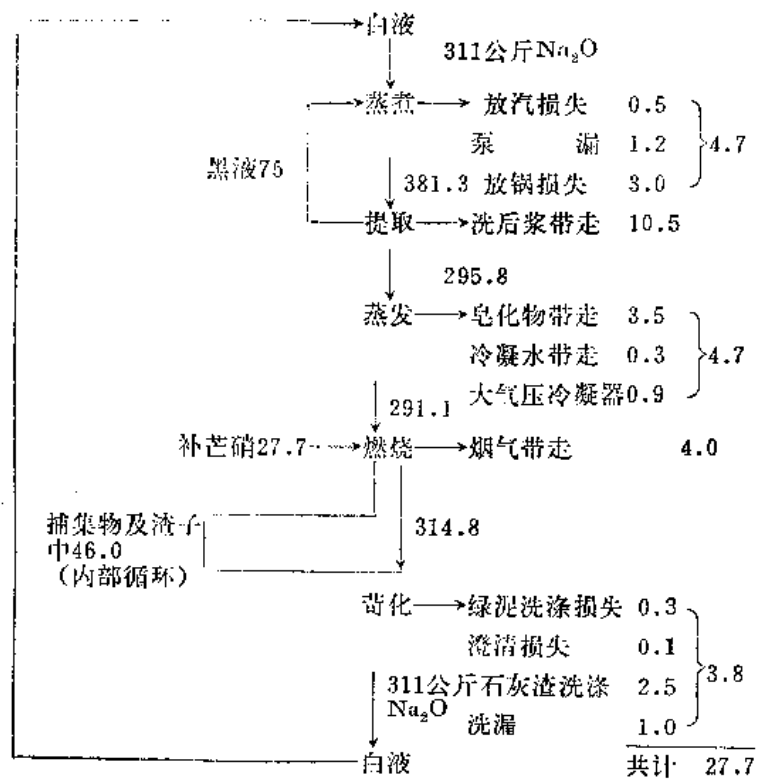
(二) 国内某两厂 1973 年碱回收技术经济指标

制浆材种	马尾松	马尾松
浆种	水泥袋纸浆	软硬混合浆
燃烧设备	喷射炉	转 炉
黑液提取率(%)	96.25	96
碱回收率(%)	89.98	82.8
自给率(%)	96.99	99.05
芒硝还原率(%)	97.37	81.03
苛化度(%)	88.07	90.41
白液硫化度(%)	25.84	20.59
芒硝单耗(公斤/吨浆)	62	161

(右静电除尘)

七、从蒸煮到苛化碱、硫衡算示例

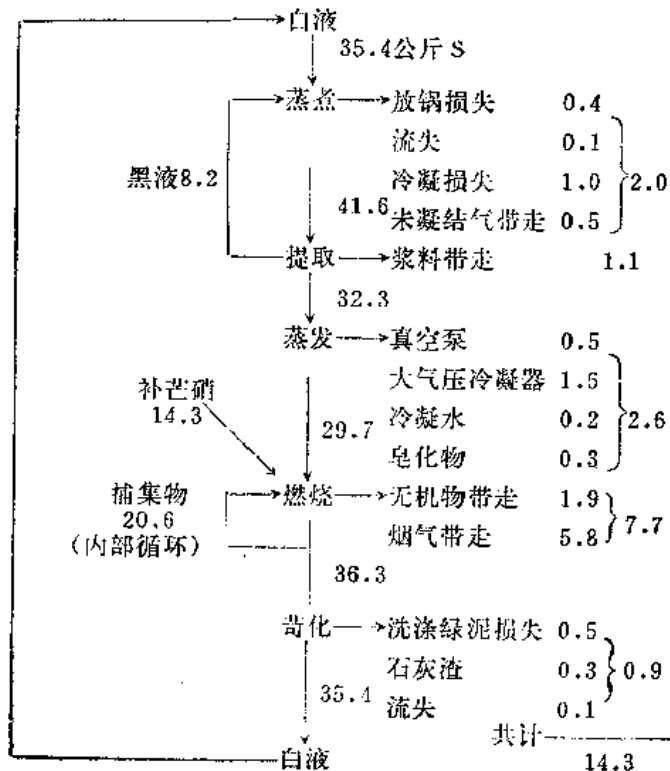
碱衡算：基数一吨硬浆，以 Na_2O 计。



损失率 $27.7/311=8.9\%$

$$\text{折合芒硝量 } 27.7 \times \frac{142}{62} = 63.5 \text{ 公斤}$$

硫衡算：基数一吨硬浆，以 S 计。



损失 $14.3/35.4 \approx 40.4\%$

折合芒硝量 $14.3 \times \frac{142}{32} = 63.5$ 公斤

第二节 黑液的综合利用

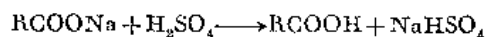
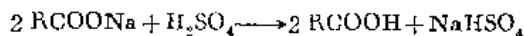
一、硫酸盐皂的提取和塔罗油的回收

木材中的树脂经蒸煮后，其中的松香酸和脂肪酸生成的钠盐(RCOONa)溶解在黑液中，静置后，这些钠盐借电解质的作用，聚结成沫子漂浮在液面上，其中含有硫化物、单宁氧化物、铁的化合物等一些杂质，统称粗硫酸盐皂。

硫酸盐皂的提取，多在蒸发操作过程中进行。为了增加硫酸盐皂的提取率，也有用空气法提取的，把 $3.43 \sim 6.87 \times 10^5$ 牛顿/米² (3.5~7 个大气压) 的空气，压入黑液的输送管线中，这样，硫酸盐皂即易浮在表面上而被分离出来。此法提取率不低于80%，每吨浆约能提取 45~135 公斤的皂化物，其产量视木材种类、砍伐季节、贮存时间等条件而定。

塔罗油的回收：把皂化物进行酸化即可得到油状松香酸及脂肪酸，这就是塔罗油。未酸化之前，皂化物要进行洗涤，除去杂质，主要是木素。洗涤剂常用20%浓度的硫酸钠水溶液，洗涤剂和皂化物之比维持在 1~2 (洗涤剂体积和皂化物重量之比)，洗涤 10 分钟左右，可使皂化物中杂质显著减少，约减少70%左右。

酸化皂化物制取塔罗油，常用硫酸，主要反应如下：



分解粗硫酸盐皂所需的硫酸量，根据皂化物的成分和过程的管理而定，通常分解一吨粗硫酸盐皂需要 72% 的硫酸 110~120 公斤。

用蒸馏法精制粗塔罗油可得到：松香、脂肪酸、塔罗油沥青等，可以制造肥皂、润滑剂、浮选剂及油漆、油墨等之用。

粗塔罗油和塔罗油沥青内含有植物甾醇，可以用乙醇溶剂使之结晶出来，每吨粗塔罗油可提取植物甾醇 12 公斤。植物甾醇是很好的乳化剂，可制造美容脂和润滑剂，还可以制取维生素丁。

二、硫酸盐松节油的回收

硫酸盐木浆蒸煮放气时，低沸点易挥发有机化合物随同逸出，主要是松节油，其产量在蒸煮杉木时每吨纸浆为 1.4~1.8 公斤，蒸煮松木时 7~12 公斤。松节油含有 50~60% α -蒎烯、15~20% β -蒎烯及 10~15% 单环萜烯，杂质为甲硫醇、硫醚等，所以粗硫酸盐松节油有臭味。

(一) 粗松节油的回收

回收手续比较简单，仅为冷凝放出的气体及倾析分离，冷凝后所获得的松节油含有水，用倾析器把油、水分离。冷凝器可采用管式、板式或螺旋热交换器，一般为

0.0285~0.142米²/公斤松节油 24 小时。冷却水用量为 350~800 升/公斤松节油，冷凝后的温度为 32~38℃。

(二) 粗松节油的精制

粗松节油含有少量的甲硫醇、硫醚等硫化物，精制时一般用分馏法除去其中恶臭化合物，也有用硫酸处理、使用吸附剂等。

工业中精制粗硫酸盐松节油，是先进行分馏，然后用漂粉处理，把粗松节油装入精馏塔中，蒸馏出下列的馏份：甲基硫化物、未精制的油、半精制油和尾馏物，分馏甲基硫化物的馏分，以便再一次提出未精制的油。由未精制的油馏分中提出半纯的产品，最后用漂粉洗数次，用清水洗数次，还用活性炭脱色和吸臭，制得纯净的松节油。除用作溶剂外，还可以作合成香料等用。

三、胡敏酸铵的制取

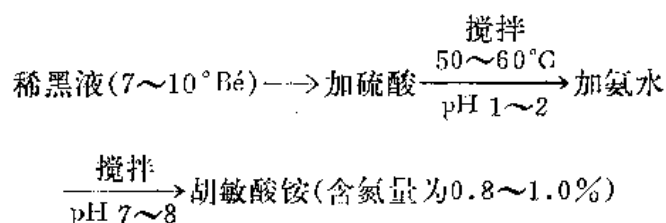
胡敏酸的铵盐称胡敏酸铵，是良好的农业肥料。

(一) 胡敏酸

黑色无定形的酸性有机物，是天然高分子化合物，存在土壤或低碳煤中，溶于碱液，不溶于酸，是土壤中腐殖酸的主要成分。它的化学结构是芳香族化合物和含氮化合物的缩合物，在环结构的碳原子上和侧链上分布着活性基因，如：羧基、甲氧基、羟基、羰基等。这基本与木素结构中功能团基相同，故黑液也能制造胡敏酸铵化肥。

(二) 胡敏酸铵的生产

液态胡敏酸铵的生产：



消耗工业硫酸(纯度 90%)：3~4%(对胡敏酸铵液量)

农业用氨水：7~8%(对胡敏酸铵液量)

固体胡敏酸铵粉剂试生产(铵化木素)：

黑液贮存池 → 配料池浓硫酸(黑液在 35~38℃时加 5% 左右浓硫酸至 pH 值为 1，使胡敏酸沉淀) → 离心机 → 干燥 → 粉碎 → 通入氨气 → 胡敏酸铵粉剂成品
沉淀 1.5~2 小时 pH 7

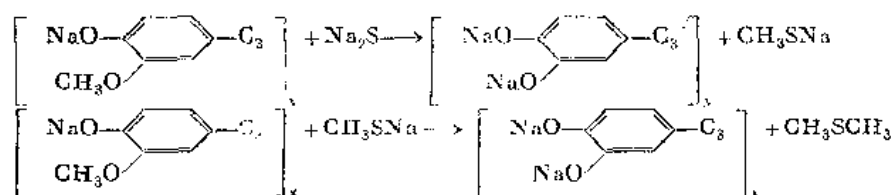
四、二甲亚砜的制取

二甲亚砜是一种优良的有机溶剂，无色、透明液体，毒性小，吸水性强，熔点 18.55℃，沸点 189℃，应用于合成纤维的聚合及纺丝的溶剂等。

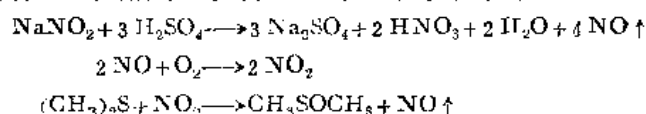
(一) 二甲亚砜的制取

用黑液制取二甲亚砜，是利用黑液中木素的甲氧基，在碱性条件下，和硫化物离子

反应,生成甲基硫醇离子,然后甲基硫醇离子再分裂甲氧基生成二甲硫醚,最后将二甲硫醚与氧化剂反应生成二甲亚砷,化学反应如下:

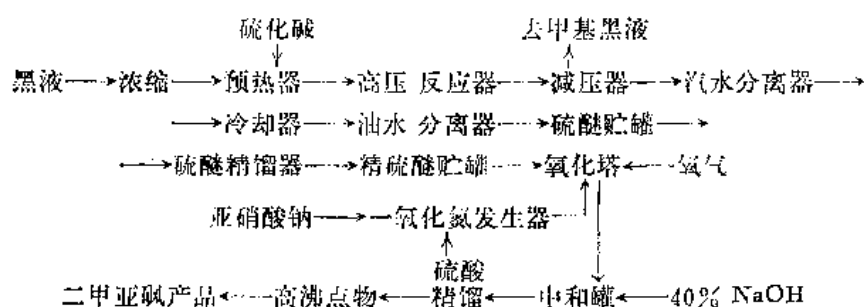


反应条件:将黑液浓缩50%固形物,加入浓黑液重量的6~8%硫化碱,置于高压反应器中,加热到240~250℃,压力为 $2.94 \sim 3.92 \times 10^6$ 牛顿/米²(30~40公斤/厘米²),保持一小时,放出的气体通过降压、冷凝、分离,即可得二甲硫醚。工业上常采用二氧化氮和氧液相连续氧化二甲硫醚,便得到二甲亚砷。反应如下:



反应条件:亚硝酸钠与浓硫酸反应生成的一氧化氮和氧气按一定流量 $\text{NO}:\text{O}_2$ 为1:8~10,进入氧化塔,经过精馏的二甲硫醚在塔中与二氧化氮反应,反应温度控制在30~40℃左右。生成的二甲亚砷从氧化塔底部放出,再用40% NaOH将反应混合物中和至 $\text{pH}=9$,然后精馏得纯度为99%以上的二甲亚砷。

(二) 工艺流程



第三节 红液回收

在我国制浆造纸工业中,亚硫酸盐制浆占有相当比重,且因我国富藏优质天然镁矿,所以镁盐基制浆能力,又占较为突出的位置。因而制浆后的红液,尤其是镁盐基的红液,产量很大。然而,除有15%左右,被综合利用于生产酒精、酵母、香兰素、木精、粘合剂(浓缩物)、扩散剂等产品之外,其余大部分都被排入江、河、湖、海之中,造成了相当严重的污染,迫切需要予以解决。

和碱回收一样,让亚硫酸盐蒸煮所得红液,先经过浓缩,再加以燃烧,并回收其热能和化学药品,这是一种二次污染较小的综合利用红液的方法。回收产物完全为浆厂本身所消耗,所以也是解决红液污染的根本途径。不过,当采用燃烧法回收盐基时,尽管钙、镁、钠、铵盐基红液,在热能和 SO_2 的回收方面,都具有可行性,但镁盐基的回

收，不象钠盐基回收过程那样复杂和腐蚀严重；又不象钙盐基回收时，会遇到结垢严重，熔融物复杂，经济效益低等问题；更没有铵盐基回收时，在高温下发生氨被破坏分解的弱点。同时镁盐基对纤维原料的适用性十分宽广，生产时的工艺可靠性很高。在我国，亚硫酸镁法制浆还将有一定发展。为了消除污染和节约化工原料资源与能源，镁盐基红液的回收，就更具重要意义。

一、镁盐红液的燃烧法回收

在国外，采用燃烧法回收镁盐红液中的盐基，1950年以前就已正式用于生产。传统的燃烧办法是在旋风炉或箱式炉中进行的。六十年代末期，用较低热值和较低浓度物料的流化床技术，被用于镁盐基红液回收。进入七十年代之后，这一方法有了新的进展。同时，六十年代兴起的，用于钠盐基回收的SGA——比列若得(Billerud)法，经过十多年的努力，也成功地用于镁盐基回收。

我国的镁盐红液，过去都采用综合利用的办法来处理。现在，旋风炉和沸腾炉燃烧回收的中间试验与生产性试验，已取得十分可喜的结果。而且，比列若得法回收的试验研究也在进行中。

(一) 工艺流程

采用燃烧法回收镁盐基的生产系统虽有多种形式，但其基本过程都可用图1-8-51来概括。

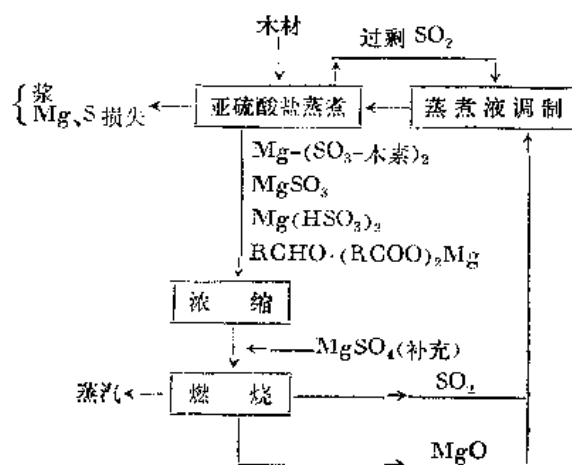


图 1-8-51 亚硫酸盐工厂镁盐基本回收过程

进行红液镁盐的燃烧法回收，需先将稀红液蒸发、浓缩到可以入炉燃烧的程度，即对沸腾炉相当于含干固物 35~45%；对旋风炉或箱式炉相当于含干固物 55~65%。然后，喷入燃烧炉内燃烧，使各种镁盐转化成 MgO 粉粒，并放出 SO_2 。再让 MgO 和 SO_2 等组成的混合体系，经过分离和冷却。将分离出来的 MgO 粉末调制成浆状，并将冷却后的 SO_2 气体，导入吸收系统，进行吸收。至于热能，则可用于产生蒸汽。

较为详细的镁盐回收流程，如图 1-8-52(1)和图 1-8-53 所示。图 1-8-52(2)则是镁盐基 B&W 回收炉的结构示意图。

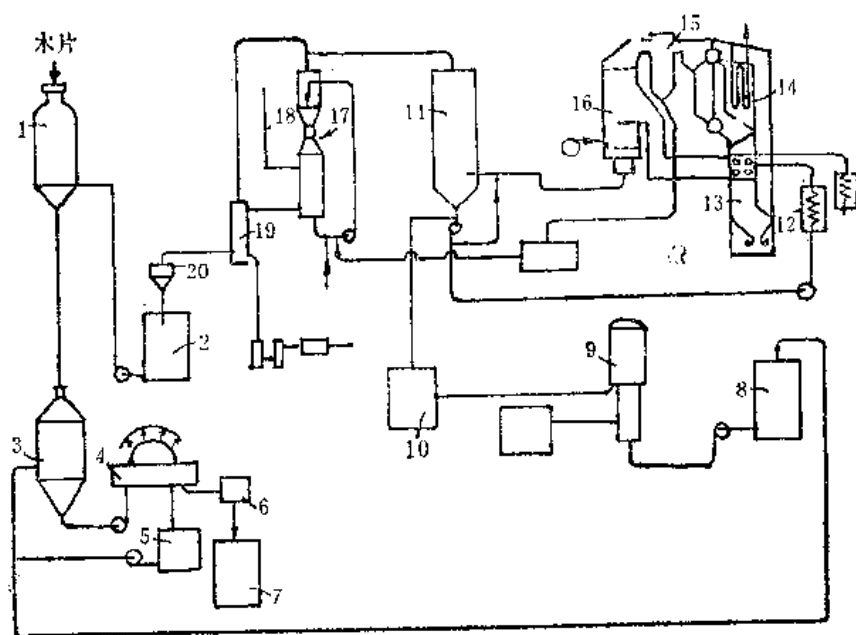


图 1-8-52(1) 镁盐基 B&W 回收流程

1—蒸发器 2—蒸发液贮槽 3—喷放槽 4—三段洗涤机 5—稀红液槽 6—筛 7—浆料贮存槽 8—稀红液贮存槽 9—多效蒸发系统 10—浓红液贮存槽 11—直接接触蒸发器 12—浓红液加热器 13—回收炉 14—(生产和动力) 蒸汽发生器 15—化学药品除尘冷却器 16—管式空气加热器 17—SO₂ 吸收装置 18—烟囱 19—强化塔 20—酸过滤器

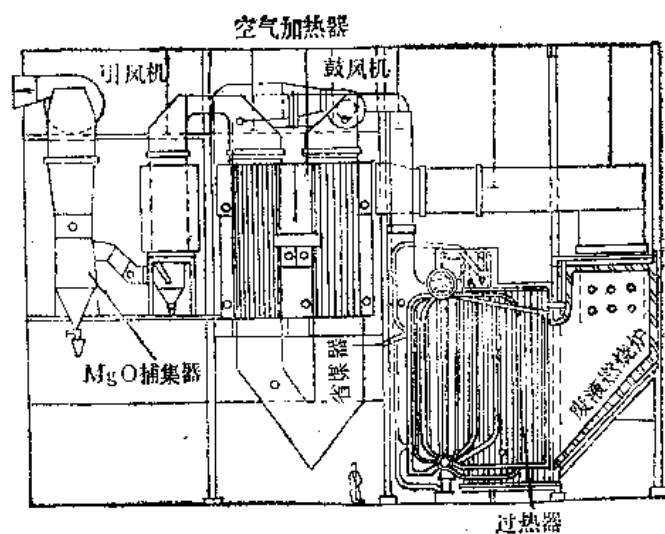


图 1-8-52(2) 镁盐基红液燃烧用 B&W 回收炉结构

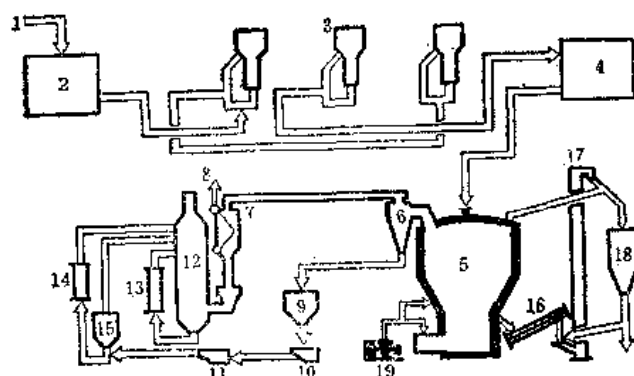
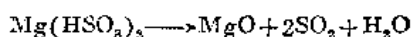
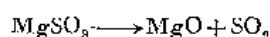
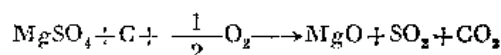


图 1-8-53 镁盐基流化床回收流程

1—进料 2—稀液贮槽 3—蒸发器 4—浓液贮槽 5—反应器 6—旋风分离器 7—废
热锅炉 8—蒸汽 9—(氧化镁)乳化槽 10—洗涤机 11—消化器 12—洗气塔和吸收
塔 13、14—热交换器 15—酸槽 16—螺旋输送机 17—斗式提升机 18—贮料仓
19—鼓风机

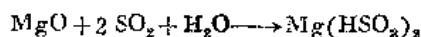
(二) 过程反应原理

1. 燃烧阶段



这些反应大约在 800°C 以上便可开始进行。其它有机镁盐发生反应的温度则较此为低。

2. 吸收阶段



或者再加上:



(三) 镁盐红液的组成与性质

镁盐红液性质的资料还很不完整,除直接指明的以外,其余的是钠盐或钙盐红液的

表 1-8-6

镁盐红液固形物的元素分析

项 目	亚硫酸氢镁落叶松浆红液	亚硫酸氢镁芦苇浆红液	酸性亚硫酸钙白松浆红液
灰分(%对于固体)	13.81	14.1	19.10
红液浓度(%)	49~53	45~50	
元素组成(%对于固体)			
C	35.28	33.81	42.71
H	3.59	4.32	4.45
O	36.11	42.54	30.29
S	11.21	4.88	3.34
N		0.35	0.11
固形物发热量(千卡/公斤)	3260	3190~3740	4160

材料，仅供参考。

1. 镁盐红液固形物元素组成

红液固形物的元素组成及固形物比热，如表 1-8-6 所示。

2. 镁盐红液比重、重度与固形物含量的关系

一般使用可参看表 1-8-7。

表 1-8-7

红液比重、重度与固形物含量关系示例(15°C)

固形物含量(克/升)	比 重	重 度(B/c)
25	1.013	1.0
50	1.025	3.0
75	1.037	5.0
100	1.048	6.2
125	1.060	8.0
150	1.070	9.1
200	1.083	11.5
300	1.125	15.8
400	1.163	19.8
500	1.205	24.0
600	1.242	28.0
700	1.282	31.5

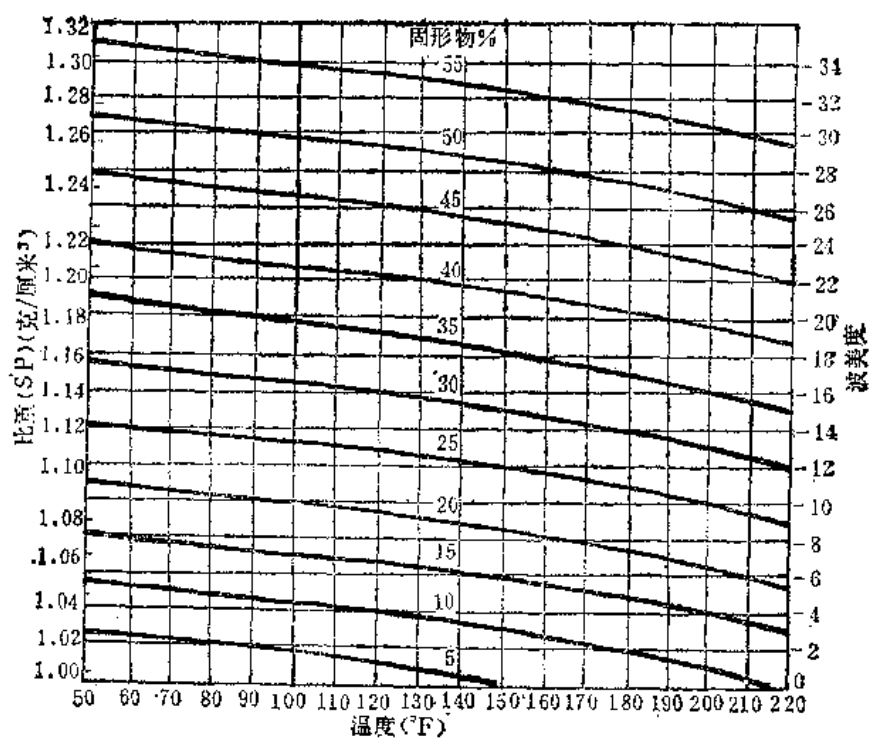


图 1-8-54 红液比重、浓度与温度的关系

3. 红液浓度、比重与温度的关系

图 1-8-54 所示, 比重与温度的关系是近乎直线的。温度升高, 比重降低。一般认为, 温度每升高 10°C , 比重平均降低 0.004。而且, 大约在 40% 浓度以下, 温度升高时, 比重的降低数值更是非常接近的。

4. 红液发热量

当浆得率在 35~50% 之内时, 亚硫酸盐浆和硫酸盐浆废液中有机物的总发热量, 大约都是 2.3×10^4 焦耳/公斤 (5500 千卡/公斤)。而不同浓度和灰分下废液的发热量, 则可由图 1-8-55 查得。例如, 当废液固形物灰分为 20%, 含水 40% 的浓缩液的发热量大约是 1.09×10^4 焦耳/公斤 (2,600 千卡/公斤)。

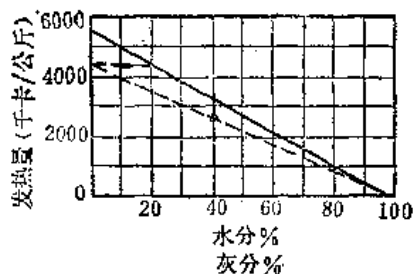


图 1-8-55 红液发热量和灰分、水分的关系

5. 红液比热

红液比热决定于其中固形物组成与含量。一般可按下列式估算：

$$c = \frac{100-a}{100} + \frac{0.3a}{100}$$

式中 a ——固形物含量(%)；

0.3——废液中固形物比热(千卡/公斤·度)。

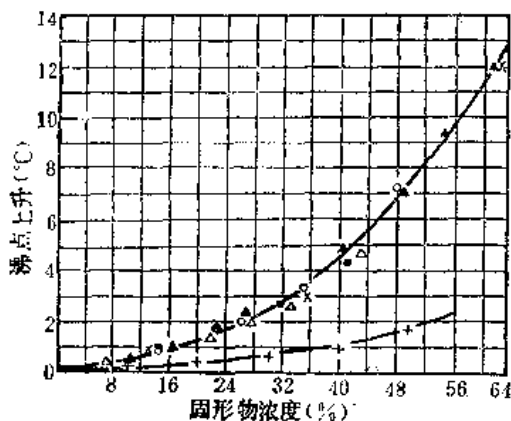


图 1-8-56 红液的沸点升高

中性亚硫酸盐

- △ 液体 A 无机物对有机物的比=0.49 硫酸盐浆 = ×
- 液体 B 无机物对有机物的比=0.64 亚硫酸盐浆 = +
- 液体 C 无机物对有机物的比=0.78
- 液体 D 无机物对有机物的比=0.89

6. 红液沸点升高

红液沸点升高的数据, 可参见图 1-8-56。图中表明, 中性亚硫酸盐红液, 在无机物对有机物的比值为 0.49~0.89 范围内, 对同一固形物浓度, 沸点上升的度数大致是一样的。而且, 硫酸盐浆黑液的沸点上升情况也与此近乎相仿。同时, 大致在 30% 浓度以下, 沸点上升得比较缓慢; 而在此浓度以上, 沸点上升的度数几乎成直线地迅速升高。

对酸性亚硫酸盐浆红液的沸点, 随浓度的增加而近乎直线地稍有增大, 但上升的数值远比中性亚硫酸盐浆红液为小。

7. 红液粘度

粘度随浓度的增加而上升, 但没有确定的关系。温度上升, 粘度下降。具体情况可参看表 1-8-8。

(四) 镁盐红液回收的特点

1. 红液蒸发的特点

由于镁盐溶解度较钙盐大, 所以蒸发过程中, 结垢现象将不如钙盐严重。虽然如此,

表 1-8-8

镁盐红液粘度与温度的关系

钱 盐 基 苇 浆 红 液			
干固体含量 48.8% (18°C时, 比重 1.3, 33.5°Bé)		干固体含量 37.8% (温度 13.5°C时, 比重 1.22, 26°Bé)	
23.5°C	125 厘泊	17.5°C	22.5 厘泊
34.0°C	73.5 厘泊	30°C	15.8 厘泊
60°C	28.0 厘泊	62°C	8.5 厘泊
69°C	21.5 厘泊	70°C	7.1 厘泊
81°C	17.0 厘泊	80°C	6.5 厘泊
89°C	13.3 厘泊	90°C	5.5 厘泊

钙 盐 基 白 松 浆 红 液			
干固体含量 52.1% (温度 19°C时, 比重 1.28)		干固体含量 39.0% (温度 13.5°C时, 比重 1.22)	
19°C	4135 厘泊	19°C	64 厘泊
38°C	750 厘泊	31°C	38.6 厘泊
62°C	165 厘泊	62°C	14 厘泊
71°C	109 厘泊	71°C	11 厘泊
80.5°C	90.6 厘泊	81.5°C	9.2 厘泊
87.5°C	62.5 厘泊	90.5°C	8.2 厘泊

为了安全, 镁盐红液最好也经过过滤, 以除去其中的短小纤维。对于草浆红液, 这点尤其重要。

为了防止松结合 SO_2 在蒸发时损失, 和减轻酸性腐蚀的危害, 一般可以采取先用回收的 MgO 中和处理红液, 使其 pH 值上升至 7~8。

为了不让浓红液在蒸发系统内, 因温度降低、粘度增大而减缓流动和结垢, 以及为了

不致恶化蒸发效果, 并避免大量产生泡沫, 仍宜于采取混合供料流程。

镁盐红液的腐蚀性一般都很强, 应特别注意设备和管路系统的防腐。

2. 红液燃烧的特点

与硫酸盐法化学药品回收相比, 亚硫酸盐法镁盐基的燃烧法回收的最大不同之处, 是后者没有还原处理过程, 因而也就没有熔融炉。

为使废液中的化学药品尽可能转化成制酸所需要的氧化物(SO_2 及 MgO), 并使有机物的碳充分氧化, 以减少烟气中的碳尘, 必须采用足够的过剩空气系数。但是, 过高的过剩空气系数, 将会增加烧成物飞灰中的硫酸镁含量, 从而严重降低氧化镁转化率。资

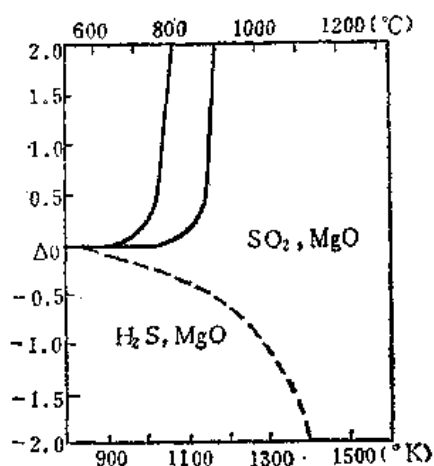


图 1-8-57 Mg 和 S 平衡状态图

△—氧气过剩系数
 △为正表示氧气过剩
 △为负表示氧气不足
 虚线是气相平衡线

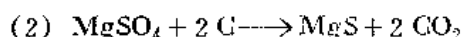
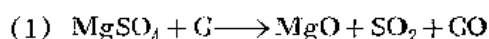
料指出：红液燃烧炉的炉气中的含氧量，必须控制在2%左右，否则炉气中SO₂浓度将明显下降。图1-8-57是Mg和S的平衡状态图，从图可以看出氧气过剩系数与平衡状态的关系。

为使MgSO₄和MgSO₃完全分解成MgO，燃烧室一般应保证有1100~1350℃的高温。虽然也有采用更高温度的，但温度太高，烧出的MgO化学活性差。

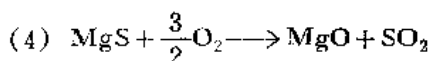
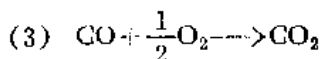
氧化镁熔点高，且不发粘，故炉内不易产生“结焦”现象。另外，烧得的MgO，从烟气中回收的比从炉底回收的活性高，而且粒度小，因而不需研磨即可使用。但是，要妥善设置收尘设备，以免MgO粉粒被烟气带走而造成损失。

分离得到的MgO粉末，溶制成乳液之后，利用MgO不易溶解的特点，让它经过过滤处理，以除去Na、K、Ca及氯化物。然后将MgO滤饼稀释为10~20%浓度，并加温至80~90℃进行消化，可以增加化学活性。洗除氯化物可以减轻耐酸材料的腐蚀危险，洗除钠则可降低附着在炉件上的灰量。

实践和文献指出，采用喷射炉回收镁盐的燃烧温度，多以在1250~1350℃之内为佳；但若采用流化床，则可降至925℃上下。这可能是因为镁盐红液中，碳/镁比甚高，以及流化床传热、传质效果极好，大量固相碳参与了在较低温度下便可发生的下述一系列反应之故：



并且，当氧气充足时，继续发生。



研究还指出，入炉空气温度高，炉热损失少，有利于红液自燃。但一般认为，固形物热值低于 6.29×10^6 焦耳/公斤(1500千卡/公斤)，红液便难自燃，而需补加燃料。同使用它种盐基一样，蒸煮时加用化学药品多的红液和高得率浆红液，即由于其热值较低，燃烧都相对困难。

(五) 原酸的制备

不管采用哪一种燃烧炉进行镁盐基回收，在红液烧出的气体中，SO₂浓度都只有1.0%左右。可把这种低浓度SO₂气体，和由硫铁矿或者硫磺焙烧出来的高浓度SO₂气体，一同送入吸收塔内，进行循环吸收，直到制成符合要求的原酸为止。通常系将红液燃所产生的低浓SO₂烟气，以氧化镁乳液制成2.5%总酸的稀酸液，再送至强化塔中吸收上述较高浓度的SO₂补充气体，以制成符合需要的原酸。用以进行吸收的设备，国外目前多用文丘里吸收器、湍动吸收塔等。

原酸的制备流程，可参看本章概述介绍的红液镁盐基回收工艺流程图1-8-51及图1-8-52。

二、钠盐红液的燃烧法回收

由于钠盐基具有较好的易溶性和稳定性，使它制得的亚硫酸盐法蒸煮液的组成和 pH 值范围非常宽广。因而它不仅能适应特别多的纤维原料品种，而且能制出得率很不相同的浆料。加上技术、经济、尤其是公害防治上的一些其它原因，钠盐基制浆法的改进和发展，一直受到很多国家的重视，在钠盐基的回收问题上也是如此。

多年来，为了适应种种情况的需要，曾提出过许多钠盐基回收方法。例如：煅烧法，在还原条件下的燃烧法，在氧化条件下的燃烧法，热分解法，反渗透法，电渗析法，离子交换法，生物处理法等等，不下十余种。但是，直到今天，很多方法由于经济上的、或技术上的原因，未能推广。唯有以燃烧为基础的回收方式，占据着钠盐基回收的重要位置。而这当中，又以西沃拉(Sivola)法、西托拉(Stora)法、汤佩拉(Tampella)法、SGA-比列若得法和交叉回收法等，利用 CO_2 取代出绿液中的 H_2S ，将它燃烧成 SO_2 ，再用 Na_2CO_3 吸收成亚硫酸盐制浆药液的方法为主要。其中又尤以 SGA-比列若得法和交叉回收法较有发展前途。

最近，又出现了一些新的以燃烧为基础的钠盐基回收方法，而比较希望的是：(1) 亚硫酸氢盐-亚硫酸盐化法；(2) 固态碳酸化法；(3) 绿液碳酸盐化法；(4) 熔融物或绿液直接氧化法；(5) 铝络合物回收(索洛可 Sonoco)法，以及流化床回收法等。

尽管回收的方法多种多样，但是除 SGA-列比若得法和流化床回收法，要在特殊的热解炉和沸腾炉中进行之外，其它各种方法，都是在传统燃烧炉(旋风炉或箱式炉)中进行的。而且，不管这些方法彼此间有着多少具体差异，然而只要它们都以燃烧这一过程为基础，就可以用图 1-8-58 这样的基本过程原理图，来大致概括。

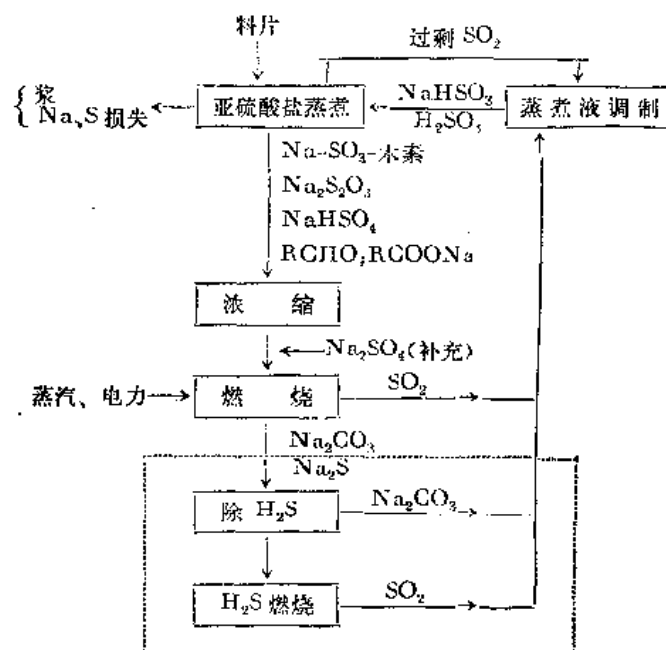


图 1-8-58 亚硫酸盐浆厂钠盐基回收过程原理图

图 1-8-59 和表 1-8-9 是钠盐基红液回收的有关资料，特列出以供参考。

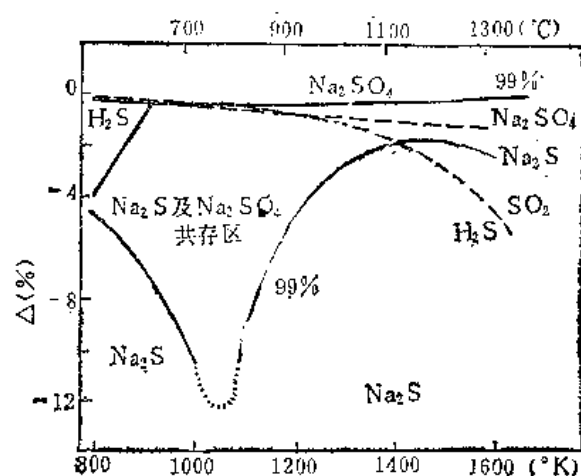


图 1-8-59 Na 和 S 的平衡状态图

△—氧气过剩系数。
△为正表示氧气过剩。
△为负表示氧气不足。
虚线是气相平衡线。

表 1-8-9

钠盐红液固形物元素分析(木材蒸煮资料供参考)

项 目	单 位	酸性亚硫酸盐浆		重亚硫酸盐浆	中性亚硫酸盐浆	硫酸盐浆 (比较用)
		溶解浆	普通浆			
全固形物相当 原木百分数	%	68	64	74	46	74
废液浓度	%	13~17	12~16	14~18	9~11	17~22
灰 分	%(对全固形物)	10~12	12~14	18~20	35~45	35~45
元素组成						4
C	(对全固形物)	43(10)	40(10)	35(10)	29(10)	42(10)
H	(对全固形物)	5(14.6)	5(4.5)	4(14.4)	4(16.5)	5(15.5)
O	(对全固形物)	42(7.7)	42(7.9)	42(9.2)	44(11.2)	35(7.5)
S	(对全固形物)	6(0.5)	8(0.7)	11(0.9)	8(1.0)	3(0.1)
Na	(对全固形物)	4(0.5)	5(0.7)	8(0.9)	15(2.8)	15(1.9)
固形物的总发热量	千卡/公斤固形物	4,500	4,300	3,500	3,000	3,800

()内是把碳的原子数当作 10 时的相应的原子数。

由于钠盐基红液中的干固物，燃烧后生成大量 SO_3 、 Na_2S 和 Na_2CO_3 ，不能直接用于亚硫酸盐制浆系统，必须经过较多的转化过程。因此，钠盐基的燃烧法回收，比镁、钙两种盐基的燃烧法回收复杂。

第五章中对钠盐基回收工艺，已举例做过一些介绍，这里仅再简要介绍一下西沃拉(Sivola)法、索洛可(Sonoco)法。

(一) Sivola 法

此法需与西沃拉两级蒸煮法配合使用。

1. 工艺流程

如图 1-8-60 所示。

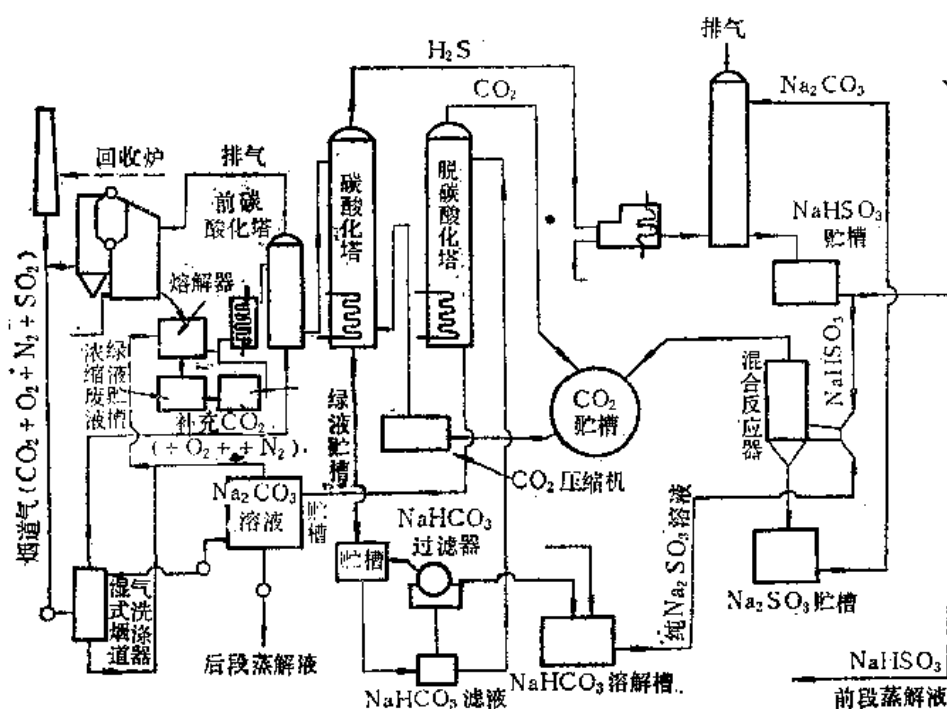
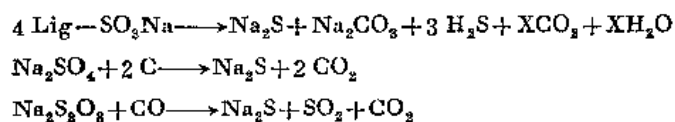


图 1-8-60 西沃拉法钠盐基回收流程

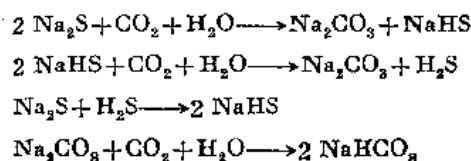
2. 过程反应原理

(1) 红液燃烧:

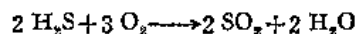


(2) 碳酸化:

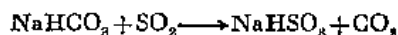
目的是使绿液中的 Na_2S 转化为 NaHCO_3 。



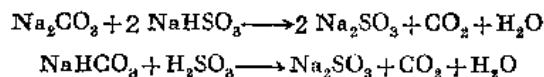
(3) H_2S 燃烧:



(4) 亚硫酸化:



(5) 去碳酸化:



3. 过程特点

(1) 碳酸化后需经过一系列处理才进行亚硫酸化, 以制得主要成分为 NaHSO_3 的第一级蒸煮液。第二级蒸煮液则由 NaHCO_3 分解出来。

(2) 碳酸化后 NaHCO_3 浓度较大, 故有一部分 NaHCO_3 结晶析出。

(3) 滤出上述结晶 NaHCO_3 , 溶解后进行亚硫酸化, 从而避免了 Na_2S 的存在, 提高了药液质量。

(4) 碳酸化是用由 NaHCO_3 分解出的纯 CO_2 来进行的, 故药液纯度较高。

(5) 碳酸化生成的 H_2S , 要用炉燃烧, 使之转变成 SO_2 , 以供亚硫酸化使用。

(6) 去硫酸化反应后便得 Na_2SO_3 产品。

(二) 索洛可法

1. 工艺流程

如图 1-8-61 所示。

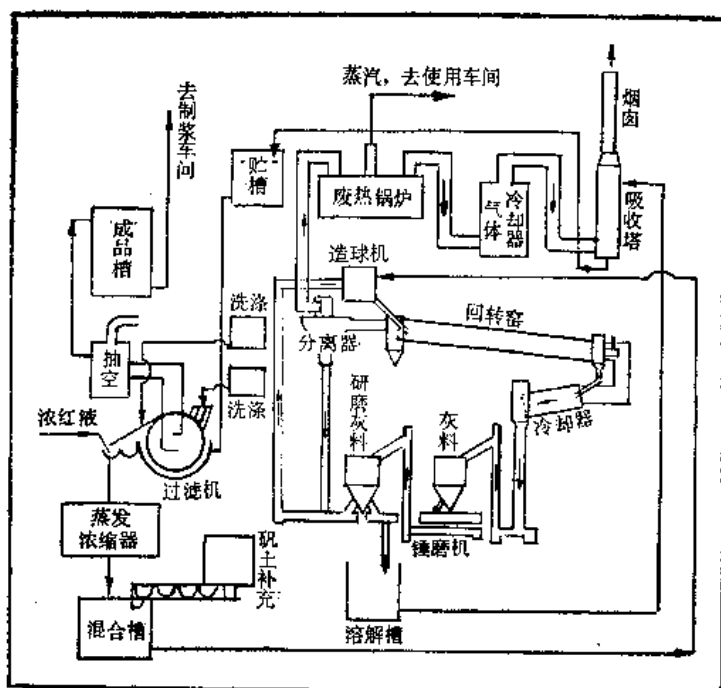
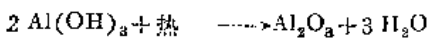
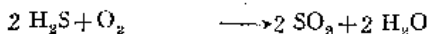
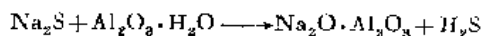
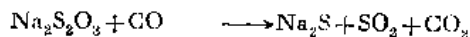
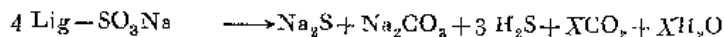


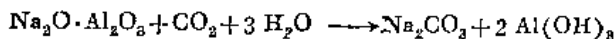
图 1-8-61 索洛可法(NSSC)钠盐基回收流程

2. 过程反应原理

(1) 燃烧过程中可能发生的基本化学反应:



(2) 吸收过程中发生的化学反应:





3. 过程特点

- (1) 铝络合物($\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$)的形成和转化是这一方法的特有反应。
- (2) 为确保迴转窑中燃烧过程的良好进行,入窑物料须先在造球机中造成 $\phi 0.30 \sim 1.25$ 厘米的小球。
- (3) 燃烧部分全是固相工艺过程,没有熔融系统的内在危险。
- (4) 在吸收过程中,氢氧化铝形成浆状沉淀,用过滤机滤出,混料、造球后,入转窑复烧成 Al_2O_3 后循环使用,只需补充少量矾土。
- (5) 转窑排出的热固体物料预热冷空气,而转窑排出气体的热量在余热锅炉回收利用产生蒸汽,故热的回收利用效率较高。

第四节 红液的综合利用

根据所用原料和蒸煮条件的不同,在亚硫酸盐法蒸煮所得的废液中,除含有各种不同磺化程度的木素磺酸(盐)外,还含有很多其它有机物。对包括木素磺酸在内的有机物开展综合利用,不仅关系到充分发挥物质财富的功能作用,而且也关系到消除自然环境的污染问题。事实上,这种利用的经济价值也是很高的。

蒸煮后抽出的亚硫酸盐废液,由于稀释程度不同,所含各种物质的量也不尽相同。一般,全固形物浓度为 $9 \sim 12\%$ 。其中,有机物 $9 \sim 11\%$,灰分 1% 。而在酸性亚硫酸盐针叶木浆红液的总固形物中,木素占 $60 \sim 63\%$,糖类占 $22 \sim 25\%$,有机酸等占 $2 \sim 3\%$,灰分占 10% 。表 1-8-10 的数据,一般地指出了各类红液的利用限度。

表 1-8-10 亚硫酸盐针叶木浆红液可能副产的化合物

化 合 物	由 来	可 制 取 量(公斤/吨浆)
甲醇	葡萄糖基木聚糖的 OCH_3	7~10
醋酸	木聚糖乙酰基	30~90
蚁酸	甲磺酸性亚硫酸盐氧化	0.5~1
甲醛	木素的 HIOCH_3 基	2~6
甲基·乙酮醛	己糖分解	5~6
糠醛	戊糖脱水	5~6
糖磺酸 } 糖醛酸 }	糖类的重亚硫酸盐置换与氧化	150~250
糖类	半纤维素及纤维素的降解	200~400
聚羧花素	砷的酸性亚硫酸盐氧化	0.3~1
木素磺酸盐	木素	600~800

我国对红液的综合利用,已有较长历史。例如,由于酸性亚硫酸盐($\text{pH}=1 \sim 2$)针叶木浆红液,除了含木素磺酸外,还含有由部分纤维素和半纤维素水解产生的单糖。而在这些单糖中,约有 $60 \sim 65\%$ 是可发酵酒精生产的还原物质(一般指己糖),其余 $35 \sim 40\%$ 的单糖,为不能发酵生产酒精的还原物质(一般指戊糖)。所以这种红液中的己糖被用来

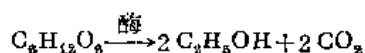
生产酒精，戊糖被用来生产饲料酵母，木素磺酸被用来生产香兰素，而由葡萄糖基木聚糖的 OGH_2 转化生成的木精，在精馏酒精时被分离出来；红液被浓缩则得到粘合剂。此外，用这种红液生产高级扩散剂（木素磺酸钠和铁铬木素磺酸）的系统，最近也已投入运转；生产高级活性碳的系统也正在兴建。而利用它生产液体或固体二氧化碳、鞣料、木素塑料、碳纤维等的研究工作，正在积极进行中。但是，由于在酸性亚硫酸盐阔叶木蒸煮废液中，己糖含量一般较针叶木少，用它制取酒精不很合适，宜于用它制取饲料酵母等。又例如，含己糖很少的亚硫酸盐或亚硫酸氢盐（ $\text{pH } 3.0 \sim 6.0$ ）苇浆的红液，则多被用来生产粘合剂，并研究用于提取酵母。

下面重点介绍利用酸性亚硫酸盐针叶木浆的红液，生产酒精、饲料酵母、香兰素、粘合剂等的主要生产过程。

一、制取酒精

（一）原理

红液中的可发酵糖，可借助发酵的方法，采用合适的酶使其转变成酒精（如果选用适当的酶，则也可得到乳酸、丁酸等化工产品），其反应原理可简写为：



（二）生产流程

为了给酶创造一定的工作条件，应该注意给发酵环节提供合适的温度、浓度和 pH 值。而且，由于发酵后的醪液中，还含有一些木精、醛、酮、酸、酯等挥发物，需采用精馏等手段，使它们与酒精分离开来。因此，红液发酵制取酒精的主要生产过程是：

废液 → 中和 → 澄清 → 调温 → 发酵 → 酵母分离 → 蒸馏 → 酒精

过去，红液要先用蒸汽吹除 SO_2 之后，才进入中和槽。现在，由于酵母经长期繁殖培养，已适应含 SO_2 的环境。所以有些工厂取消了吹除 SO_2 环节。

更为具体的生产流程，可参看图 1-8-62。

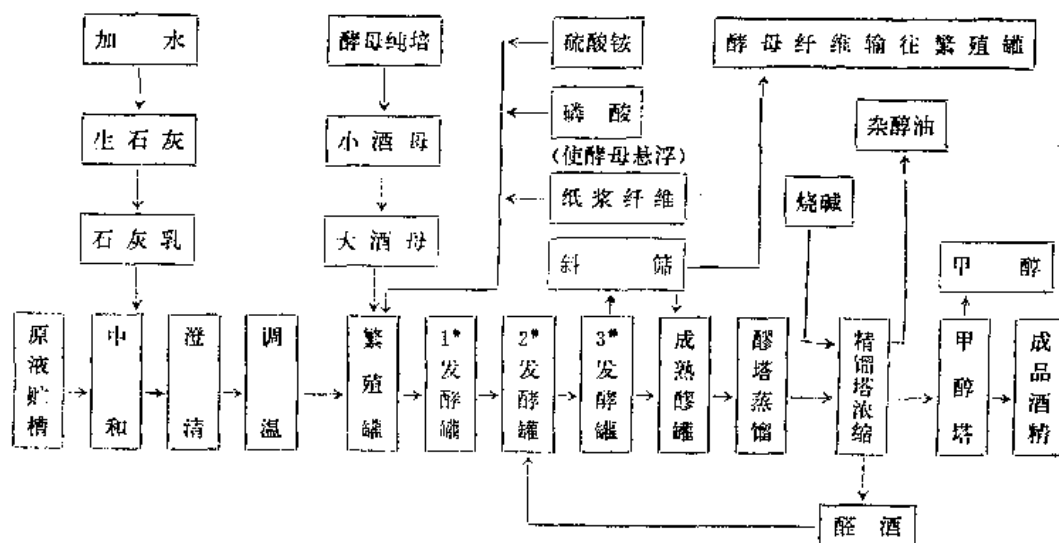


图 1-8-62 酒精生产流程图

(三) 过程控制要点

1. 中和、澄清、调温

中和，一般采用石灰乳进行。加入石灰乳后，沉淀渣子可在连续(或间歇)沉淀器中沉淀后排除。

中和、澄清后的废液温度，须调整到 30℃ 的发酵温度。温度调整可用板式热交换器来完成。

2. 发酵

一般都用连续发酵设备进行。温度为 28~32℃。当 pH 值为 3.7，并有盐酸和硫酸分子存在时，发酵速度最大；但亚硫酸和蚁酸等的少量存在，却可使发酵停止。

发酵分三个阶段：第一阶段称为初发酵阶段，这时主要是酵母生长，而酒精生成量不大。第二阶段称为主发酵阶段，这时红液中糖分很快减少，酒精大量生成，同时分解出 CO₂。第三阶段称为后发酵阶段。第一发酵槽内的酵母浓度应该最大，否则不仅不能减少消耗于酵母生长的糖分，而且还加长第一阶段的时间。

前面的反应式表明：理论上，每一分子己糖，可以生成二分子酒精，即 100 公斤发酵糖可制出 51.14 公斤酒精。

3. 蒸馏

发酵所得的醪液含乙醇约 0.5~1.0%。但其中也含有发酵生成的醛、酮、酯及高级醇。在酒精从成熟醪中蒸馏出来时，所有其它挥发物也随之蒸出，因此需要提纯。

提纯是在分馏塔中进行。首先分馏去酯、醛及有机酸。然后粗酒精进入精馏塔，在其中浓缩到 95~96.5%，并除去杂醇油；此时，成品酒精中杂醇油含量应小于 0.1% (按体积计)。最后将此酒精送入木精塔，把木精提出。

必须指出，今后工业酒精的生产发展，应以合成为主要方向，饮用酒精则宜采用其它合适原料通过发酵制取。而为了多出酒精，使木浆得率降低的办法，在经济上是很不合算的。

二、制造饲料酵母

在制取酒精后的废液中，还含有戊糖和少数没被酒精酵母发酵的己糖，可用于制造饲料酵母。

在制造酵母时，不能把酵母混入酒精发酵槽中去使其发酵繁殖，因为它会把可发酵的己糖吃光而产不出酒精来。

饲料酵母的生产流程，一般如图 1-8-63 所示。

在酵母生产工艺过程中，主要有下述四项重要步骤：

(一) 酒糟在酵母繁殖前的处理

由蒸馏塔出来的醪液，经板式热交换器冷却至 80~85℃，送入中和槽，加石灰乳调整 pH 至 4.1~4.5，并加入适量铵盐、磷酸盐和氯化钾等养料盐。中和时应通入压缩空气进行强烈搅拌，然后澄清，并再冷却至 28~30℃，送入酵母繁殖槽。

(二) 酵母繁殖

在酵母繁殖槽中继续通入压缩空气促进酵母生长。发酵时间平均为 3~3.5 小时。

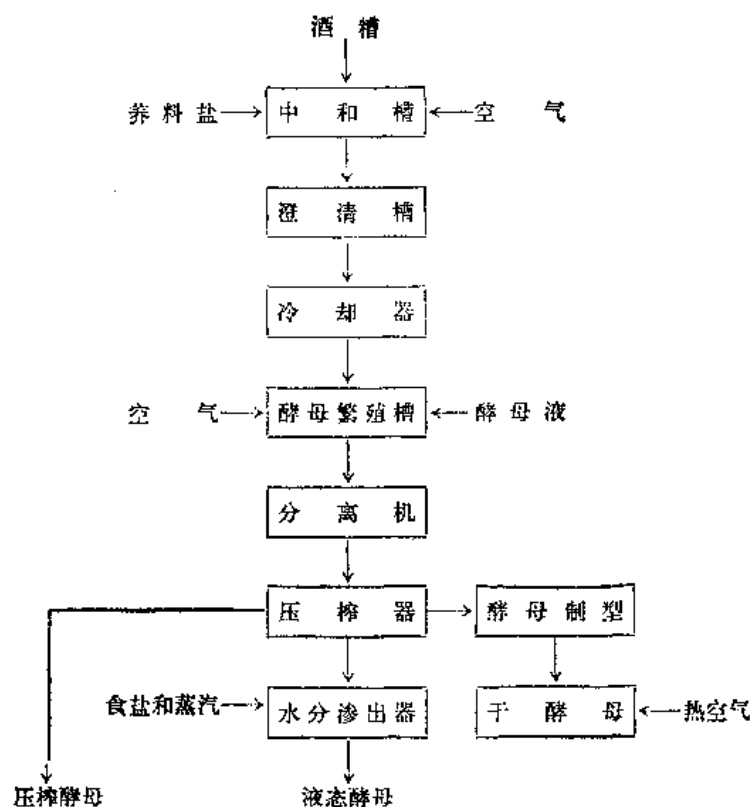


图 1-8-63 酒糟制取酵母生产流程

(三) 酵母分离浓缩和干燥

所得成品中含 50% 以上的蛋白质，和 8% 以下的灰分，并含大量的维生素 B。一般利用高速离心机进行分离浓缩，利用喷雾干燥器或圆筒蒸汽干燥器进行干燥。

(四) 播种酵母的培养与活化

由于制造饲料酵母时，能使废液中 95% 左右的糖分得到转化利用，所以比生产酒精更能降低红液的生物耗氧量。而且其生产过程比酒精简单。

此外，在糖分发酵过程中，放出大量 CO_2 ，可用来制造干冰。

三、制造香兰素

香兰素，又名香草素或香草醛。学名是 3-甲氧基-4-羟基苯甲醛，比重 1.055，熔点 $81\sim 82^\circ\text{C}$ ，沸点 285°C ，微溶于冷水，易溶于热水、乙醇和乙醚及苯溶剂。是一种重要的香料原料，广泛用于化妆香精及饮料食品的制造。它可经还原作用而成香草醇。这是一种玫瑰型香精的配料原料。近些年来，国外又将其衍生物用于医药方面，如用香草酸乙酯做杀虫剂，及用二乙香草酸脂做兴奋剂等。它可以由亚硫酸盐针叶木浆红液的变性木素解体破坏而得到。据认为其主要化学变化为：

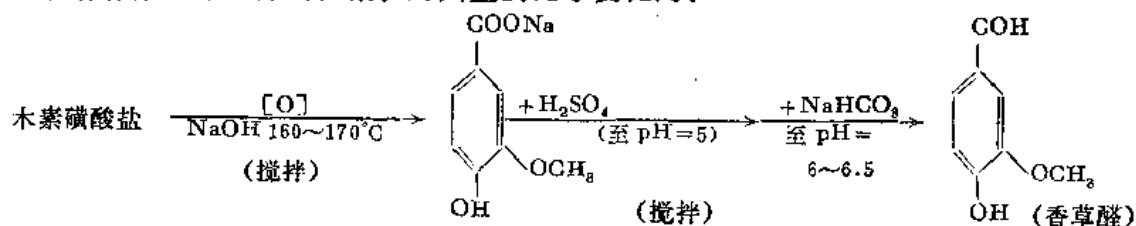


图 1-8-64 是生产流程的一例，其工艺过程包括碱性水解、氧化萃取、精制等主要处理环节。产品纯度可达 96% 以上。

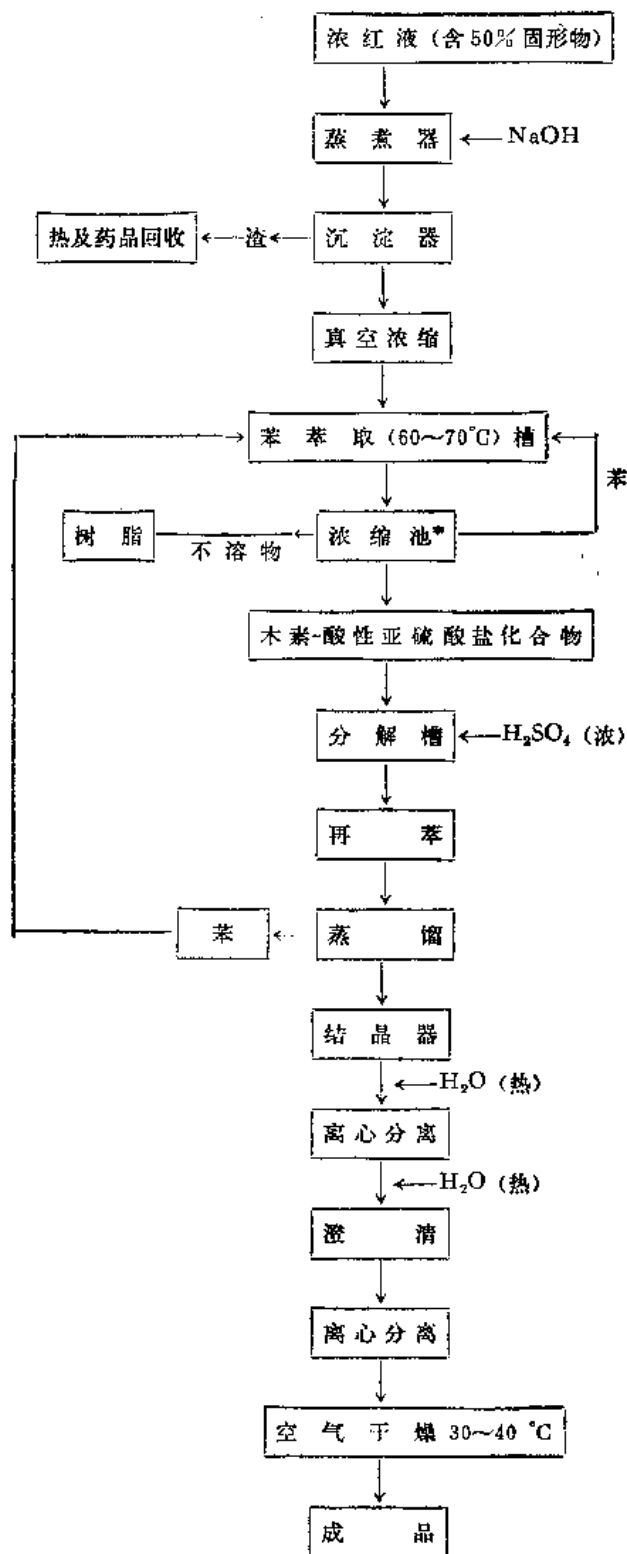


图 1-8-64 香草素生产流程

* 为避免木素脂化，浓缩末期要用真空蒸发。

四、制造粘合剂

将废液适当蒸发浓缩，即可直接加以利用。其蒸发浓缩常采用与碱回收相似的多效蒸发系统。且常用五体（其中一体备用）四效再串联一接触蒸发器的组合形式，混流供料，红液由Ⅲ→Ⅳ→Ⅰ→Ⅱ，蒸汽由Ⅰ→Ⅱ→Ⅲ→Ⅳ。

近来，采用图 1-8-65 所示的热压蒸发循环系统，将二次蒸汽导入压缩机，绝热压缩，以提高其饱和温度及压力，再送回原蒸发器加热室的所谓“热泵蒸发”正在兴起。其突出优点是：（1）热利用率高；（2）只需一台蒸发器；（3）蒸发温差小，有机物降解少；（4）不须真空系统。

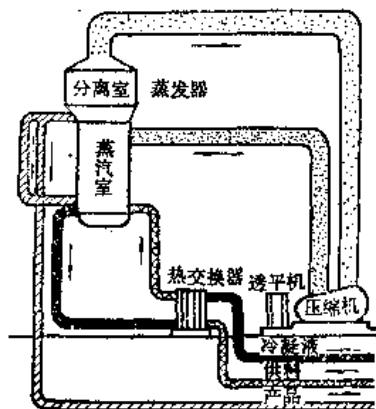


图 1-8-65 蒸汽压缩蒸发器

考虑到腐蚀问题，整个系统应该用不锈钢做主要材料制作。

粘合剂的用途很广，大致有下述一些主要用途：

（1）利用木素的分散性以改进它种物质的分散性能。

例如用做石油钻探添加剂、土壤改良剂、水泥减水剂、陶瓷减水剂、油墨分散剂等。

（2）利用木素的粘结作用，以使它种物质发生粘结。

例如用做铺路、耐火材料、团矿、砂型、煤球、饲料造粒等的粘结剂。

（3）利用木素的表面活性作清洗剂。

例如，用做工业洗净剂、锅炉清洁剂等。

（4）利用木素与蛋白质的强结合作用。

例如，用以代替丹宁用于鞣革。由于鞣革通常是在酸性条件下进行，所以用木素磺酸更为有利。通常将木素磺酸与天然丹宁混合使用。

（5）加入硫化橡胶中，利用木素的补强效果，但需分散较好才起作用。否则由于橡胶极性很小，而木素磺酸极性很大，很难混合均匀，以致补强效果降低。

（6）用于塑料工业，如加在酚醛树脂中，可代替部分酚。但使强度和吸水性略有下降。国外近来甚至有以木素为主要原料直接合成塑料的。

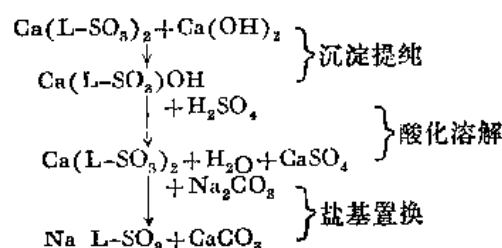
除上述用途外，红液浓缩物还可用作杀虫剂、肥料、矿石浮选剂、乳化剂、锅炉用水处理剂以及植物生长激素等。也有的国家用作燃料，因为一般的化学浆红液浓缩至含 55% 固形物，在旋风炉或箱式炉中已可单独进行燃烧，但通常都辅助以少量燃料；而若浓缩至含 60~65% 固形物时，即使不加辅助燃料，也能维持与燃煤一样的生产能力。

另外，如果将废液中的木素磺酸提纯精制，再用于上述各种用途，则将发生更好的作用。下面介绍的就是以钙盐红液为原料，制取木素磺酸钠及铁铬木素磺酸盐的过程梗概。

五、制造木素磺酸钠

木素磺酸钠是由不同分散度分子组成的高分子体系，易溶于水，在水中溶解度可达到 100 克/100 毫升。由于它：(1) 能显著降低水的表面张力，所以是一种表面活性物质；(2) 是强酸和强碱所成的盐，所以具有很强的离子交换能力；(3) 结构上存在着活性基，所以能产生内聚现象或与其它化合物发生缩合。因此，除了可以充当离子交换剂之外，随着具体条件的不同，它既可以作粘结剂使用，又可作分散剂使用。但应注意，在作粘结剂使用时，含糖的比脱糖的更优越；而在作分散剂使用时，脱糖的能减轻发粘的弊病。

(一) 制造过程原理



(二) 生产流程

整个流程可分四大步骤，即：

(石灰乳)沉淀——(硫酸)酸化——(碳酸钠)置换——蒸发干燥

说明：

(1) 沉淀的目的是提纯。其条件是：酒糟液浓度：10%；反应温度：95℃；pH：12±0.2；10%石灰乳量：0.12 米³/米³酒糟液。

(2) 酸化的目的是将沉淀所得的碱式木素磺酸钙变成可溶性的，同时把木素磺酸钙以外的多余钙除去。其条件是：滤饼浓度：17%；温度：70~75℃；缓慢加硫酸至 pH 值为 4~6.5。

(3) 置换的目的是变钙盐为钠盐。

(4) 蒸发和干燥的目的是固化。

具体的生产流程，参看图 1-8-66。

六、制造铁铬木素磺酸盐

铁铬木素磺酸盐也简称为铁铬盐 (FGLS)，是一种高效能分散剂。由于它能够有效地降低泥浆粘度和静切力，还能减低泥浆失水量；又由于它有很好的抗盐、抗钙和抗温 (170~180℃) 等性能，所以是一种很好的地质钻井泥浆处理剂。特别适宜于产生石灰泥浆、石膏泥浆和氯化钙泥浆的石灰层、石膏层和盐水层或深井钻探使用。其不足之处是，pH 值高时易起泡沫；pH 值低时效果减低。

(一) 制造过程原理

1. 在酸性条件下，用 $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ 作氧化剂，使 FeSO_4 中的 Fe^{++} 变成 Fe^{+++} ，即：

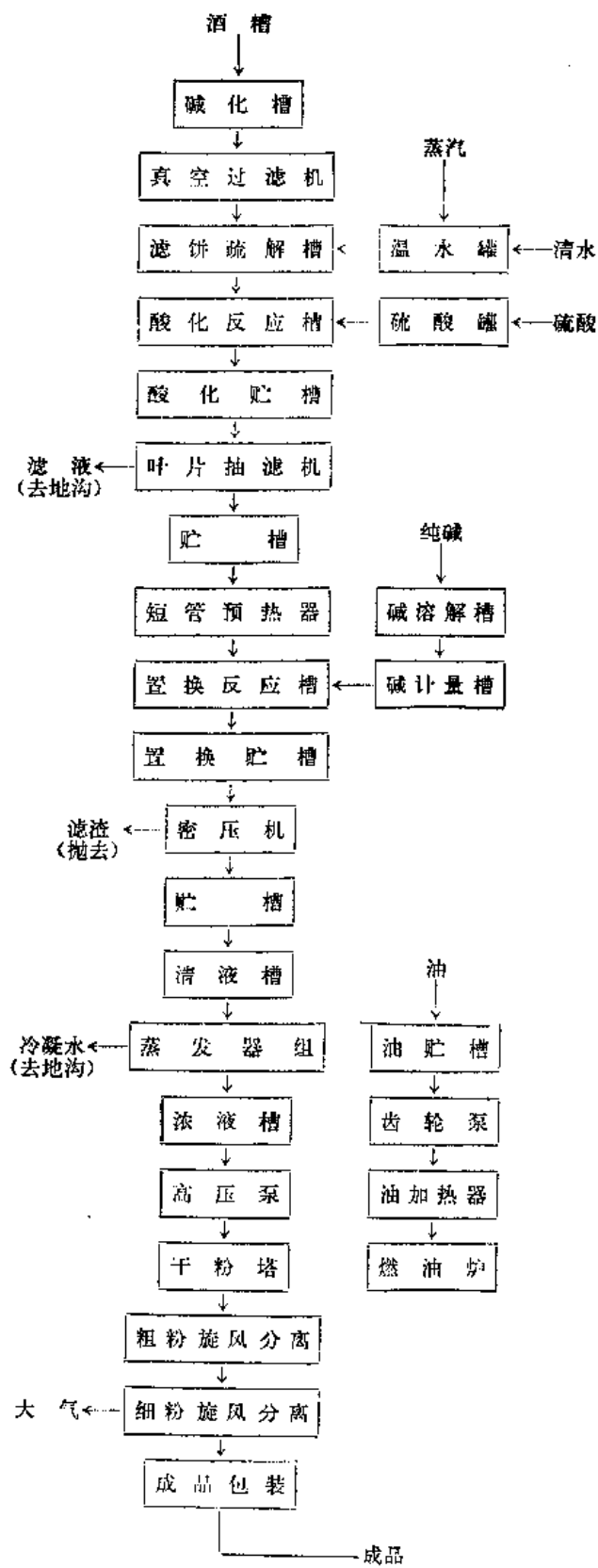


图 1-8-66 木素磺酸钠生产流程图

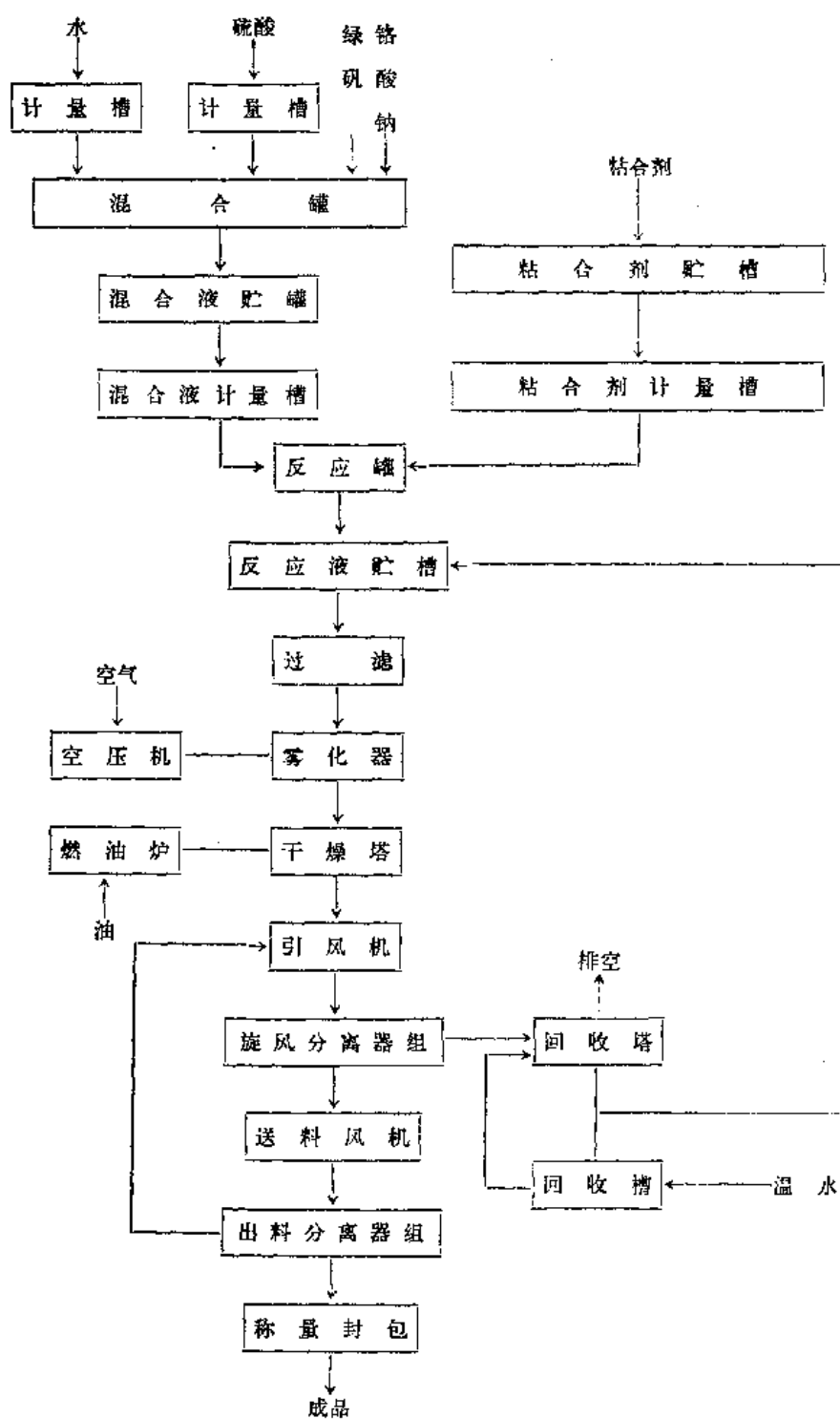
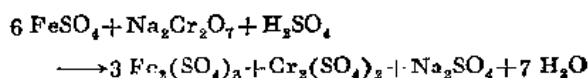
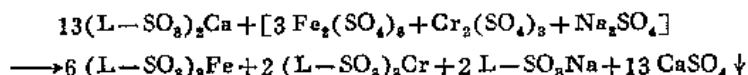


图 1-8-67 铁铬盐生产流程图



2. Fe^{+++} 、 Cr^{+++} 、 Na^+ 等取代木素磺酸钙中的 Ca^{++} ，即：



注意：

(1) 由于 Fe^{+++} 、 Cr^{+++} 的存在，使得木素磺酸分子之间，从外部以配价的方法聚合起来(外聚合)。但当反应浓度较高时，随着氧化剂用量的增加，木素分子自身逐渐聚合，甚至当氧化剂增加到某一数值时，产物可以变成不溶性的木素凝胶(内聚合)。

(2) 控制氧化剂的用量，就可以得到不同聚合性质(外聚或内聚)和聚合程度的产物。不过，希望得到外聚合产物。

(二) 生产流程

将亚硫酸钙盐纸浆废液(或酒糟)浓缩成比重 1.25 左右的粘合剂，在 $60\sim 80^\circ\text{C}$ 条件下，加入预先配制好的硫酸亚铁和重铬酸钠溶液，在充分搅拌下，反应一定时间，即成铁铬盐溶液；再将此混合物除去杂质，经过喷雾干燥，即得成品干粉，详细流程如图 1-8-67 所示。

主要参考文献

1. 造纸工业碱回收编写组：造纸工业碱回收，轻工业出版社出版，1977 年。
2. 北京轻工业学院：制浆工艺学，中国财政经济出版社出版，1961 年。
3. 天津大学等院校：制浆造纸工艺学，中国财政经济出版社出版，1961 年。
4. 轻工业部造纸研究所：黑液碱回收及综合利用，1971 年。
5. 陈仁悦：造纸工业碱回收译文集，轻工业出版社出版，1965 年。
6. C. E. Libby: Pulp and paper science and technology, Vol. I(1962).
7. 纸パルプ技術協会：亚硫酸パルプ。溶解パルプ，1966 年。
8. R. G. MacDonald, J. N. Franklin: Pulp and Paper manufacture, Vol. 1, 1969.
9. 亚硫酸盐法制浆(四)，造纸技术通讯，1974 年，第 3 期。
10. H. R. Jones: Pollution control and chemical recovery in the pulp and paper industry(1973).
11. 燃烧镁盐红液的一些化学热力学问题，造纸技术通讯，1976 年，第 6 期。
12. 流化床红液燃烧中间试验概况及探讨，造纸技术通讯，1978 年，第 3 期。
13. 开山屯化学纤维厂：技术学习，1975 年，第 1 期。
14. R. Cook, J. R. Parkinson: NSSC recovery process eliminates BOD_5 load and recovers chemicals, P. P. I. 18, No. 11(1976).

第九章 废纸的回收利用

利用废纸生产纸和纸板具有很大的经济意义，它节省了大量用于制造纸浆的木材及其它造纸纤维原料。概略计算，每吨磨木浆需耗用 2 米³的木材和约 1300 度电；每吨化学浆需耗用 5 米³多的木材并消耗大量蒸汽、电力和化学药品。而节省出来的木材用以增加纸张产量，满足人民生活和工业的需要。

当制浆造纸工厂的制浆系统能力不足，不能满足造纸系统的需要时，除了外购半成品浆板以使制浆和造纸达到平衡以外，还可以采用回收废纸这一方案。它不但可以大大地节约基建投资，而且由于工艺流程简化，大量节省电力、燃料、蒸汽及其他化学物品，将使增产同样一吨纸的成本降低。因此，在一些造纸原料不足的国家，特别注意研究和发展废纸回收利用的工艺技术。造纸原料比较丰富的国家，对废纸的回收利用也有日趋增长之势。例如，造纸原料比较贫乏的西德和日本，废纸的回收率达到 40~50%。美国和瑞典木材资源比较丰富，近年废纸回收率也逐步上升，超过 20%。

我国造纸工业在解放后取得很大发展，但同先进国家比较，差距很大。在废纸利用技术上也较落后，废纸回收率目前估计只达 10% 左右，在废纸的收集、分类及利用方面尚有待改进。但从我国造纸工业的发展要求和趋势来看，废纸的回收利用是不容忽视的。在废纸的收集、分类以至碎解、净化和脱墨等方面都有很多问题值得研究。

第一节 废纸的收集与分类

废纸的大量收集主要是在大中城市和政治文化中心地区，包括印刷厂切下的白纸边和报废了的印刷成品，出版单位作废纸处理的书籍和报刊，机关和工商企业需处理的公文资料、废旧书报以及包装纸箱和纸板，学校的旧书报和练习本，以及居民自有的各种旧书报、笔记本等等，既可通过废品公司的收购站收集，亦可直接由纸厂与大量废纸的供应单位联系定期收购集中处理。

为了有利于加工和合理利用各种不同等级与质量的废纸，不管是经废品收购站收购还是纸厂直接收购，都必须按一定标志进行合理的分类。各种废纸的分类方法与标准各国是不相同的。美国、西德，苏联和日本等国都各有其不同的分类标准，我国尚未有统一规定的分类标准。现从废纸加工利用的角度出发，根据纤维原料的组成、印刷或书写特点、颜色和洁净程度等大体可分为如下几大类：

(1) 白纸边：大部分属于印刷厂和纸类制品厂切余的纸边，白度和清洁度均较高，尽可能不含硬质杂物(对造纸设备有损坏作用之物)和非纤维物质(对造纸无用之物)。此种纸边一般可作漂白浆料使用。为适应抄造不同品种纸的需要，又可分为全化学浆和含磨木浆的两类。

(2) 白色而经轻度印刷的：包括用白纸经过轻度印刷的文件、刊物、打过字的白

纸、用铅笔或墨水书写过的纸和笔记本、卷烟废纸等。

(3) 浅色而全部印刷过的：包括用白色或颜色较浅的各种纸印刷的书藉、杂志、文件等的废纸。其中深色重印的封皮应作第4类。

(4) 深色和重度印刷的：包括用深褐颜色或涂料印过的各种印刷品、招贴画、年画、商标纸以及画报等的废纸。

(5) 旧报纸：包括各种新闻纸和内部参阅的资料，数量很大，应尽量回收用来再抄新闻纸。此类废纸应尽可能不含硬质杂物和非纤维物质。

以上(3)、(4)、(5)等类废纸有85%以上经过脱墨处理，可供再抄书写纸、印刷纸及卫生纸等品种。

(6) 瓦楞废纸：包括不含或含少量硬质杂物和非纤维物质的各种旧纸箱、纸板、纸芯和卡纸等，可用于再造瓦楞原纸、纸板及油毡原纸等。

(7) 混合废纸：是最低级的废纸，包括未经选别分类的各种杂项废纸、部分垃圾废纸和包装纸。通常用于抄造低级包装纸或壁纸板、油毡原纸和白纸板的中间层。

由于装过水泥的完整纸袋都由水泥厂定价回收，故破烂的一般就当作混合废纸处理而不另作一类。但当数量很大时，根据其所含硫酸盐浆的特性，可以专门集中起来进行加工，再回抄纸袋纸。

在我国，从收购站收集到的各种废纸通常以人工或机械分类包装打捆（利用长方形活拼木制打包箱），并以绳索牢固捆紮成为长方形可供运输的包装件（每件约80~100公斤）。对于从机关办公楼收集到的报废保密资料，则用麻袋包装并用麻绳扎口直接运送纸厂，在有专人监督的情况下进行碎解处理。

各种废纸所含水分一般不得超过10%（最低级的废纸容许达到15%）。对于硬质杂物和非纤维物，如铁器、粗砂石、橡皮、塑料、玻璃纸、羊皮纸、石蜡、沥青物质和绳索等在选别分类及打包过程中应尽量除去。对未能除去的部分则在废纸加工过程的各个阶段经过净化、筛选而分别除去。

第二节 废纸加工的方法

废纸加工的方法主要是指制浆系统而言，所以本节只讲利用废纸制浆的基本流程和设备。

废纸制浆流程概括地包括：碎解—净化—筛选—浓缩等几个阶段。由于废纸中含有各种性质不同的杂质需要除去，故废纸制浆的关键问题是筛选净化。整个废纸制浆流程实际可归纳为碎解与净化问题。

由于塑料及其它合成材料在造纸工业中的应用，使得废纸制浆筛选净化复杂化，并相应地需要采用新的方法与设备。对于经过印刷而涂染上各种颜料和油墨的废纸的脱墨问题，实际也属净化过程。

现为叙述方便起见，仍按几个阶段进行介绍。

一、废纸的碎解

废纸碎解是废纸制浆流程的第一步。目前广泛采用水力碎浆机用来碎解废纸，比之打浆机和碾磨机等碎解作用要好得多。它具有良好的疏散作用而无切断作用，在处理含有砂石、金属硬物等杂质的废纸时，不致损坏设备，所以是一种可靠和有效的碎解设备。碎解后还要进一步通过疏解机将小纸片充分疏解分散，才转入下面的净化、筛选和浓缩等过程。

(一) 水力碎浆机的种类和操作

水力碎浆机有立式和卧式、单转盘和双转盘、间歇操作和连续操作等不同型式。通常使用的立式单转盘水力碎浆机，可以间歇操作，也可以连续操作。它的主要构件是槽体、转盘(或转子)和底刀环。一般转盘的圆周速度为1000米/分，槽体直径约1~6米，容量0.34~57米³，生产能力4~200吨/日。我国目前的水力碎浆机立式的有容积为1、2、5及9米²(分别配用22、40、55及75千瓦功率电动机)等几种型号；卧式有容积2.5和5米³两种。卧式碎浆机的碎解作用与立式相同，而且由于它转子的刀片磨损小，重杂质排除方便，并因机体占有高度较立式的小，而且不需立式电机，检修亦较立式方便，故适用性较广泛。

立式水力碎浆机通常安装在地面，在连续操作时，由胶带输送机将成捆的废纸连续运送到碎浆机的槽体上，由人工(或机械)将捆包的绳索或铁丝预先割(或剪)断，然后整包或分散投入槽内。当间歇操作时，由于无绞索装置，故需将割断的绳索或剪断的铁丝先行除去，始可将成包废纸投入槽内。间歇式和连续式水力碎浆机的工作情况如图1-9-1所示。图1-9-2则是西德采用的伏特式卧式水力碎浆机，用于碎解未选别过的废纸。它的结构特点与前述不同之处在于有个侧置的转子和圆槽下端连接有一个污渣收集器。

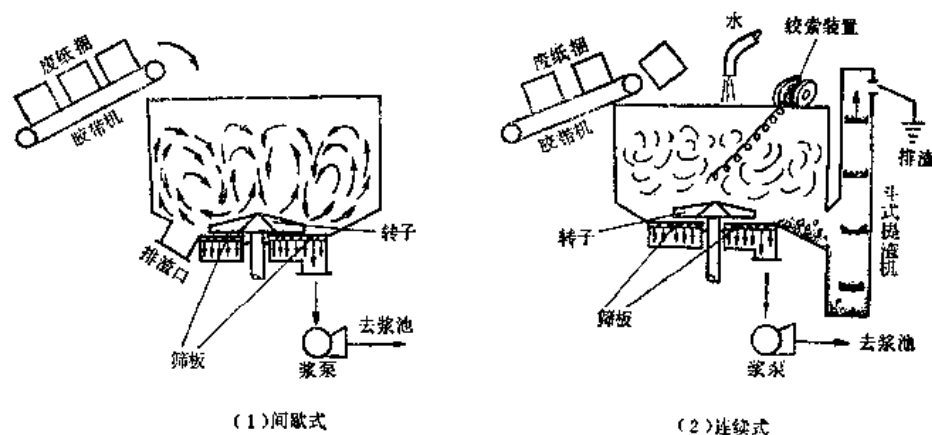


图 1-9-1 立式水力碎浆机工作简图

图1-9-1(1)是间歇式水力碎浆机的工作简图。碎浆浓度为6~8%，筛板孔眼范围较大，约6~8毫米。它的优点是对浆料碎解比较稳定，能正确掌握下料、加水量和时间。需要脱墨的浆料以采用间歇式为宜，因可保证化学药品同油墨的充分接触。在没有疏解机、多段筛、磨浆机等设备的情况下，为了得到完全的疏解，也要采用间歇式。它

的缺点是动力消耗较大,非碎解的辅助时间较长,所需贮浆池和泵等设备投资也较大。由于不能利用斗式提渣机连续排渣和使用绞索装置,故对杂质很多的废纸很不适用,而对部分容易碎解的废纸则又可能因过度碎解而造成纤维强度的降低。

图 1-9-1(2)是连续式水力碎浆机的工作简图。碎浆浓度 2.5~3.5%。由于装有斗式提渣机,比重较大的粗硬杂物如砂石、玻璃及金属块等不能通过槽底筛板而被离心力推向斗式提渣机不断地排除。像绳索、破布条、玻璃纸、塑料薄膜,以及铁丝等类似杂物,则被绞索装置拉成辫条状缓慢地拖出槽外。

对于未经选别的混合废纸,这种操作方式特别适宜。绞索装置中一端带有勾齿的导辫粗绳只在过程的开始使用,待辫条形成后就可拉出放置一旁备用。由于它是连续操作,故机体相对较小,动力消耗也较低,浆池和浆泵等设备投资相应减少,能适应各种废纸加工流程的需要。缺点是:因连续操作而限制了化学药品对废纸的作用时间,可能影响了其脱墨效能。

(二) 影响水力碎浆机效率的因素

从设备结构而言,影响水力碎浆机效率和使用性能的主要部件是它的转盘。转盘直径的大小、刀片的数目、长度、宽度、形状和排列位置都是重要因素。为了保证在浆料浓度较高的情况下,循环良好而又消耗动力较低,转盘直径以相当于槽体直径的 $\frac{1}{2} \sim \frac{1}{3}$ 为宜。最适宜的线速度是 900~1100 米/分(15~17.7 米/秒)。目前,国外对提高碎浆机碎解效率而又节省动力的改革,重点放在转子的结构方面。

例如,水力碎浆机的标准型伏克斯转子(Vokes Rotor,如图 1-9-3 所示),为八翼式转子,其迴转线速度 1000 米/分(16.7 米/秒)。我国现亦有这种转子在应用,上海长江纸厂有 2 台 5 米³立式水力碎浆机,其转子一台为伏特式,另一台为伏克斯式。据该厂反映,碎浆效果伏克斯型比伏特式为好。现在国外伏克斯转子又有革新,它将转翼厚度 H_1 改薄 $\frac{1}{2}$,同时增设 4 片立式弧形翼瓣(如图 1-9-4 所示)。改进的转子在同样处理纸浆的负荷下,迴转线速不变,其动力消耗可平均降低 20~30%。这种新型转子命名为 P. S. 型伏克斯转子。这种立式翼瓣的高度,按离解废纸不同浓度而异,当离解浓度为 1.5~2.0% 时,为 0~50 毫米;离解浓度 2~4% 时,为 50~100 毫米;离解浓度 4~6% 时,为 100~125 毫米;离解浓度 6~8% 时,为 125~150 毫米。立式翼瓣的倾斜角为 75°,其厚度为 12.5 毫米,径向角 45°。为了减少转子磨损速度,可在转子翼片的迎浆面棱角边堆焊 1~2 毫米厚的抗磨材料,如钨铬钴合金(Stellite)或碳化钨,亦可镶 410 铬钢。

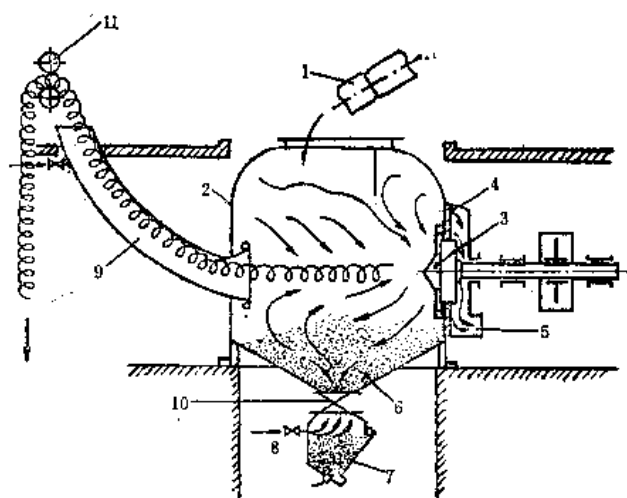


图 1-9-2 伏特式卧式水力碎浆机工作简图

1—绞纸捆 2—碎浆机壳体 3—转子 4—筛板 5—良浆出口 6—污渣 7—重杂物收集器 8—白水 9—除纤维性杂物的绳索 10—阀门 11—绞索装置

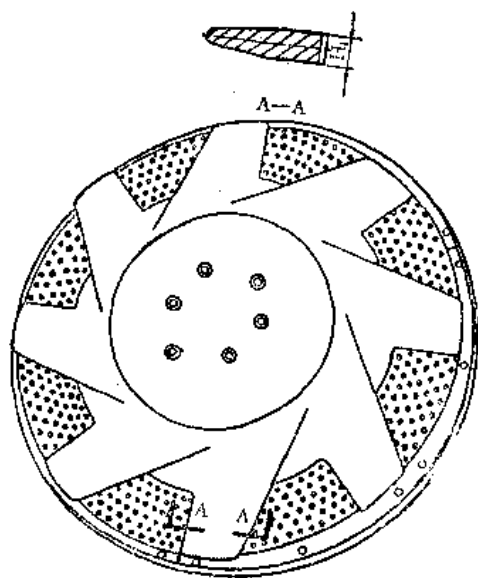


图 1-9-3 标准伏克斯型转子

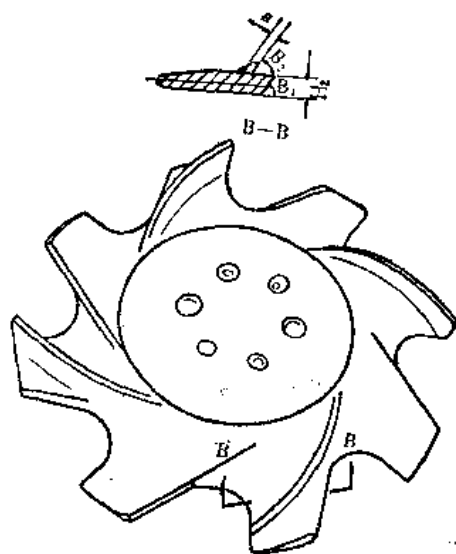


图 1-9-4 P. S. 伏克斯型转子

除了设备的结构性能以外，影响水力碎浆机工作效能的还有很多因素，其中主要的是碎浆机操作的速度、温度、浓度、时间和原料的性质。实践证明：

(1) 提高转盘线速度可以加速碎解和分散纤维的作用，因而能够缩短碎浆时间，但动力消耗则相应增加。

(2) 提高温度可使废纸软化，对于重施胶或印刷过的废纸，将因而易于吸收水分、碎解和脱墨，并使纸浆粘度降低而增加其流动性，促进浆的循环而减少动力消耗。因此，加热（通常利用废汽或热水加热槽内浆料至 $25\sim 80^{\circ}\text{C}$ ）是提高碎解效率、缩短碎解时间和降低动力消耗的有效措施。加热温度的高低，根据废纸种类和施胶种类而定。例如采用三聚氰胺树脂的废纸，加热温度须高达 90°C ，而处理瓦楞废纸箱，夏天不加热升温亦可。

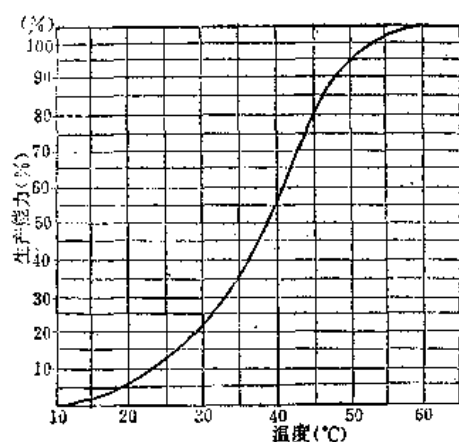


图 1-9-5 温度对强施胶纸张碎解能力的影响

(3) 在保证浆料循环良好、温度一定和间歇式碎解的情况下，提高浆的浓度（例如从 3%、4% 到 7%），所需的碎解时间几乎相等；总的动力消耗虽然增加，但单位产量的电耗则随浓度的增加反而减少。

(4) 在一定的操作条件下，有一个碎解最高的碎解时间范围，企图超越这个范围以提高碎解效率是不经济的。

(5) 随着各种浆料的吸水润胀能力和纤维结合力的不同，碎解效率也有差别。例如，对湿强度大的纸，如不加热或进行化学处理，碎解是困难的。图 1-9-5 表示碎解旧卡片纸时生产能力与温度之间的关系。当加热到

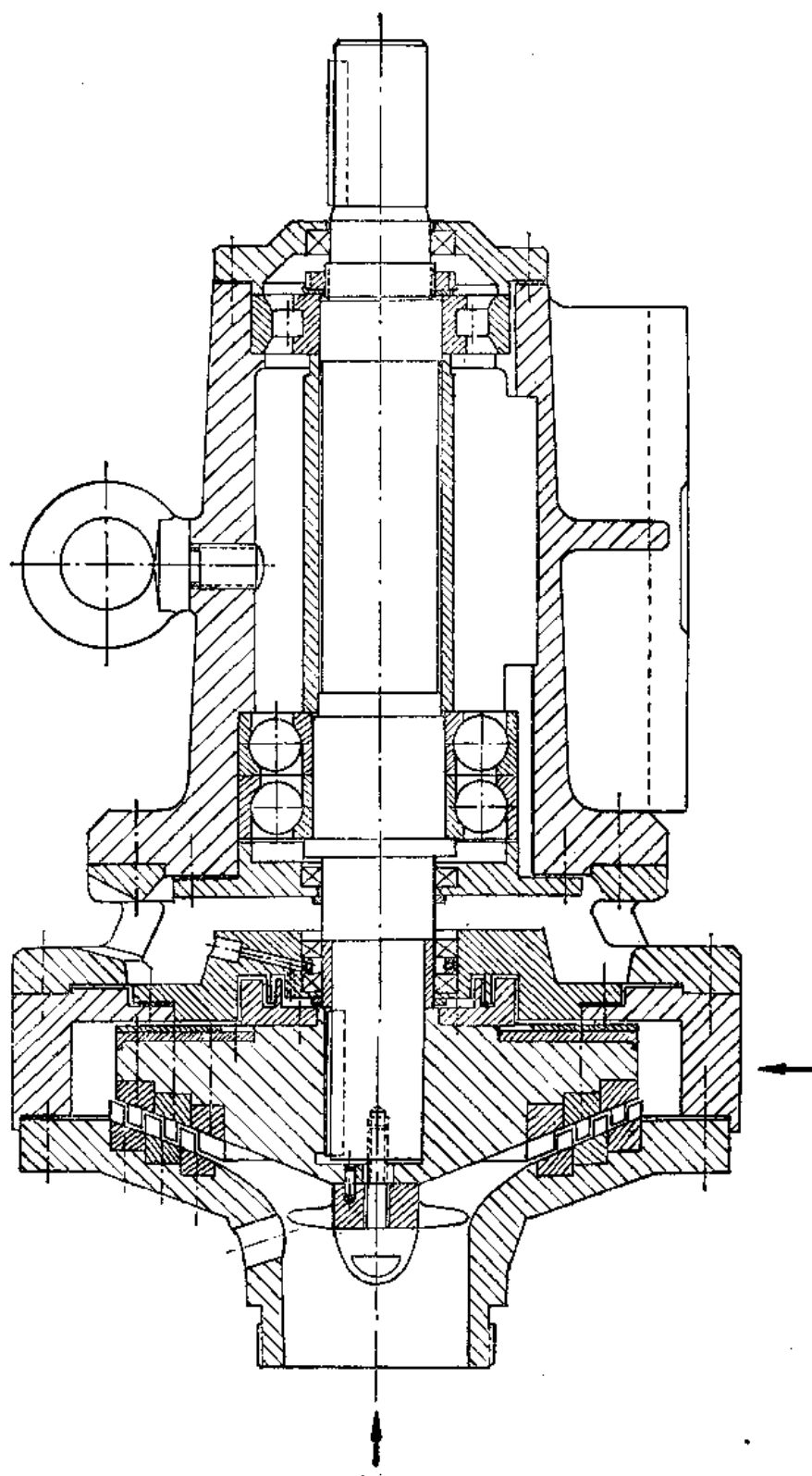


图 1-9-6 锥形多级疏解机

40°C 时，如循环使用稀释水，每 1 公斤废纸约需消耗 0.5~0.75 公斤废汽。

(三) 碎浆后期的疏解

由于使用水力碎浆机将废纸达到完全碎解所消耗的动力太大(碎解率达到 75% 以上时，动力消耗大增，疏解提高也很慢)，故废纸后期的碎解任务由疏解机继续去完成，借以节约电耗。在各种疏解设备中，以锥形多级疏解机为最新式，其优点是：具有良好的疏解性能，其间隙可以调节，以保持 1 毫米的情况下运转，而大的金属杂质又不能进入，使之设备耐用，并便于清洗等。其结构如图 1-9-6。

根据西德欧区-威斯公司(Escher-Wyssco)的经验，在典型的废纸处理流程中，用该公司的产品纤维分离机代替一般的高频疏解机，同时将水力碎浆机的筛孔由 $\phi 12$ 毫米放大为 $\phi 20$ 毫米，则原来水力碎浆机的电耗由 30 千瓦小时/吨浆可减少为 15.5 千瓦小时/吨浆。约有 10% 未经完全疏解开的纸片，则由纤维分离机(Fiberizer)继续离解；由于它分离性能良好，同时还可分离轻质杂物和塑料薄膜、聚苯乙烯泡沫塑料等，而且动力消耗还比用高频疏解机少耗 22 千瓦小时/吨浆，即总计由 52 千瓦小时/吨浆降为 28 千瓦小时/吨浆，既可节约动力 46%，又可使废纸中一般必须分离的轻质杂物分离出来，从而提高了产品质量(详见图 1-9-7)，它已在北欧较为广泛采用。

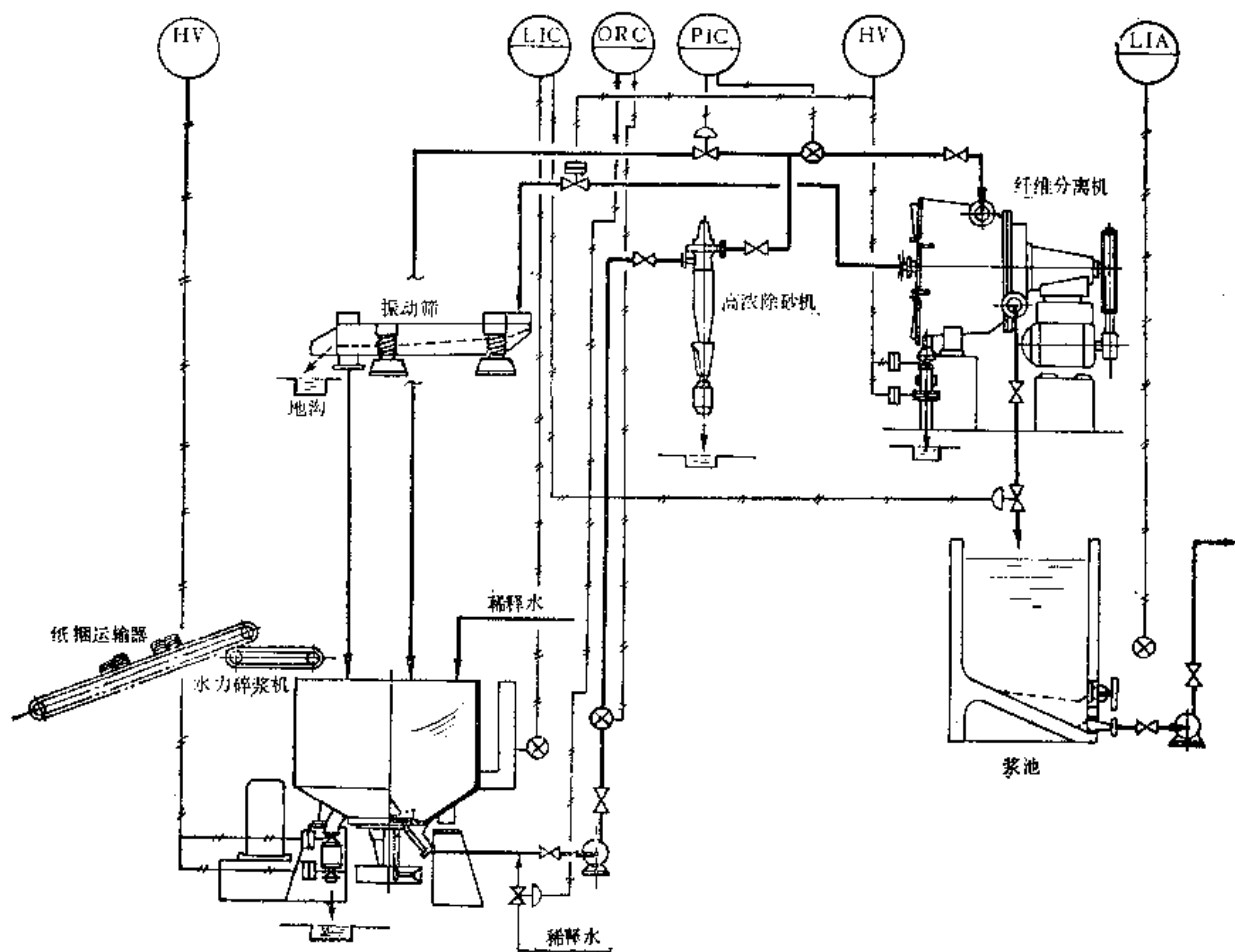


图 1-9-7 纤维分离流程

纤维分离机的结构图见图 1-9-8，其规格性能见表 1-9-1。

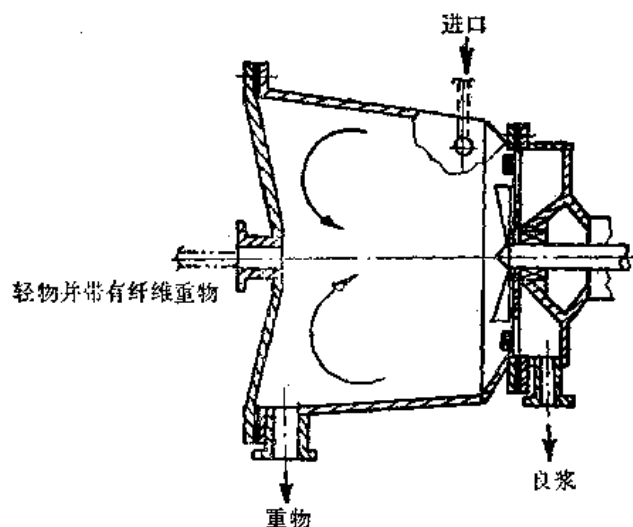


图 1-9-8 纤维分离机

表 1-9-1

纤维分离机规格

型	式	F_0	F_1	F_2	F_3	F_4
处理能力	绝干吨/24 小时	50	100	200	300	400
处理浓度	%绝干	3.5~4.0 (至少 2.5)				
转子回转数	转/分	815	650	525	470	420
转子直径	毫米	450	610	860	1020	1180
纤维分离叶片数	—	8	10	10	10	20
设备有效容积	米 ³	0.32	0.65	2.2	2.1	3.2
筛板孔径	毫米	2.5~5.0 (一般为 4.0)				
驱动电动机 (最大)	千瓦	45	75	132	200	250
入口压力	公斤/厘米 ²	1.2~3.0			1.4~3.0	
压力损失	公斤/厘米 ²	0.4~0.6			0.5~0.7	
水封水量	升/分	25~35 (过滤水), 5 (主轴用水封水)				
水封水压压力	公斤/厘米 ²	入口压力 + 0.5				
机器本体重量	公斤	960	1500	1870	2200	4170
运转中重量	公斤	3000	6000	8000	10000	14000

注: 1. 在处理杂废纸时, 浓度 4%, 筛板孔 $\phi 4.0$ 时能力最大。

2. 重物杂质每 2 小时排出一次, 中心轻质杂物和塑料片膜每 10 秒~40 秒排出一次, 排料时间为 2~5 秒钟。

二、净化与筛选

前述对废纸的碎解已包括有初步净化的作用，粗重杂物基本排除，但一些小而重的杂物（如砂粒、玻璃、钉子、钢针、木片、塑料、橡胶块）以及粗渣等，必须经过进一步的净化与筛选才能除去。

净化设备从 1940 年开始使用离心除渣器以来，有很大的改进和发展，大大提高了浆料净化的效果。关于各种涡漩式离心除渣器的构造、性能及其选择，在前面有关浆的筛选部分已有介绍和图解说明，这里不再重复，而只着重针对废纸浆净化的要求，指出其中的几种。例如，高浓离心除渣器是废纸制浆系统中的一种保护性重要设备，用于除去比重较大的杂质，如小石块、金属物等。它的使用保证了疏解器和筛选设备的正常运转，避免意外损坏和过早的磨损。进浆浓度可从 1% 提高到 3~3.5% 左右。渣子从下部落入集渣器，集渣器上部通入一定量清水，使纤维浆料稀释回收而不致多量落入集渣器中。浆渣采用间歇排渣。它带有高速回转叶轮的低压高浓除渣器，它的除渣效率很高，一般可处理浓度 2.5~3% 的浆。

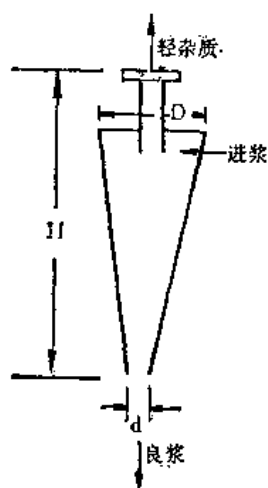


图 1-9-9 逆向除渣器示意图

最近十年来，国外发展有一种逆向除渣器，应用于已除去重杂物的纸浆进一步清除轻质杂物。其结构原理同上述锥形除渣器相仿，但除渣的作用则恰恰相反，如图 1-9-9 所示：良浆从锥形底部排出，比纤维轻的杂质则从上部中心管排出。目的在于除去比重小于纤维的杂质，如塑料碎片、蜡、油脂、模压塑胶等，能排除 95% 以上的轻杂质，而且操作方便。良浆和杂质出口的大小相同（均为 $\phi 25$ 毫米），进浆口为方形，约 50 毫米，其进浆口压力为 $1.96 \sim 2.64 \times 10^5$ 牛顿/米²（2~2.7 公斤/厘米²），轻杂质出口压力为 4.9×10^4 牛顿/米²（0.5 公斤/厘米²）。日处理浆的能力为 0.5~1 吨，可由十几个或几十个併成一组使用。

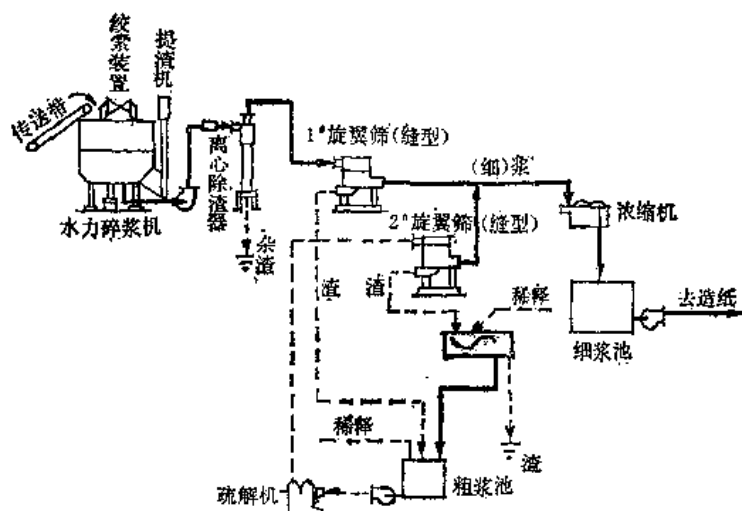


图 1-9-10 废纸连续处理基本流程图（瓦楞废纸系统）

三、浆料的脱水浓缩

无需脱墨的废纸，经上述基本流程处理得到的浆料，如不需要漂白，即可送去抄纸系统。如需漂白以提高白度，可根据浆的品种、白度的要求和具体设备条件，采用次氯酸盐单段漂或多段漂；但对于含磨木浆多的废新闻纸浆料，为了避免受热和碱作用而发黄变黑，需采用过氧化物(Na_2O_2 或 $\text{H}_2\text{O}_2 + \text{NaOH}$)加 Na_2SiO_3 先行预漂，再采用次氯酸盐漂。

对于需要脱墨的印刷废纸，应在水力碎浆机进行间歇式碎解的过程中，一併作脱墨处理（关于废纸脱墨问题在下一节另作专门介绍）。而对于沥青（包括沥青、蜡及其它热塑性物质）含量较多的废纸，则在浆料净化、筛选和浓缩之后进行下述的沥青分散处理。

四、浆料的沥青分散处理

图 1-9-11 表示国外常用的沥青分散系统流程。在进行沥青分散之前,浆料需先经净

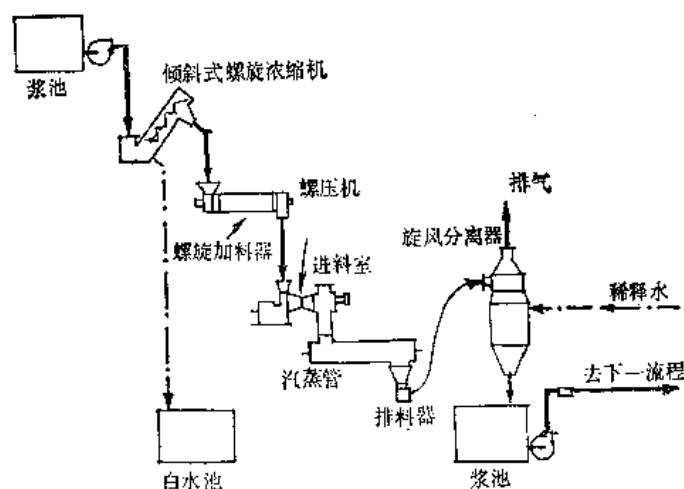


图 1-9~11 含沥青废纸分散系统流程图

化、筛选，把其它杂质先行除去，然后用真空洗浆机浓缩浆料再送去压榨；或经过如图中所示的倾斜式螺旋浓缩机将浆料由4%浓缩到12~15%，送到汽蒸管的螺压机式进料装置，将废纸浆进一步浓缩。同时将蒸汽送入汽蒸管，控制管内螺旋的转速使浆料在管内停留约3~5分钟。当温度升高到超过沥青的熔点（138~143℃）时，沥青即融化并因螺旋的机械作用而被分散在纸浆中。提高浆浓是为了减少蒸汽的消耗。汽蒸管内的蒸汽温度约150℃[压力 $4.9\sim5.9\times10^5$ 牛顿/米²（5~6公斤/厘米²）]。每公斤纤维所消耗的蒸汽约0.8~0.9公斤。沥青分散后的浆料通过排料器排出，并喷放到旋风分离器，入喷放仓或喷放锅。由于突然压力释放，促使沥青和蜡等得到充分的分散而均匀地分布在浆料内。这一过程对纤维无破坏作用。多余的蒸汽排放入大气中，同时往分离器内加入稀释水，稀释后的浆料放入浆池，以备泵送下一工序使用。

沥青由于被分散得很细，所以在最后的成品纸张中就不容易察觉出来。它的缺点是，在纸机上会造成纸页的收缩，并因使用高温而使纸张的耐破度有所降低。

经上述分散处理的含沥青废纸浆料，可以用来生产深色的、高强度板纸和瓦楞板纸的中间芯层，亦可用作衬垫板纸和防水板纸之用。

加拿大及西德近年来处理含有沥青蜡质、油污的废纸纸浆，在汽蒸管之前，平常用夹网式网压机替代上述的螺旋挤浆机，它的结构如图1-9-12所示。它是采用刚性很强的网笼为主传动，网笼外面有6目的聚脂纤维网，其面上套有两条18×15目的平织无端聚脂纤维编织的网，形成一种慢线速夹网。由流浆箱喷入夹网间浓度为3~6%的废纸浆，在网速11~51米/分条件下，依靠双网的张力和网笼前的伏辊压榨[$2.45\sim2.94\times10^4$ 牛顿/米（25~30公斤/厘米）线压]，进行初步脱水；最后经一道压榨辊[线压 $4.9\sim5.88\times10^4$ 牛顿/米（50~60公斤/厘米）]，再进一步脱水，使离网的浆页干度达30%，然后进入汽蒸管。它比用螺旋挤浆机脱水缓和，进口浆浓亦允许比螺旋挤浆机低些而无打滑问题，亦没有螺旋挤浆机出口对纤维扭曲而导致降低强度的问题。在汽蒸管之后的纤维分离装置，在西德经常采用欧区-威斯型纤维分离机代替平常的高频疏解机，使带有蜡质、沥青及胶粘剂的废纸在30%浓度、95℃温度的汽蒸条件下进行处理，使之充分散于纤维之中，提高了废纸浆的打浆度和裂断长、耐破度以及撕裂度等指标，而且在抄纸过程中，由于它改变了所含蜡质、沥青及胶粘剂的物化性能，不再在铜网、毛布及纸面

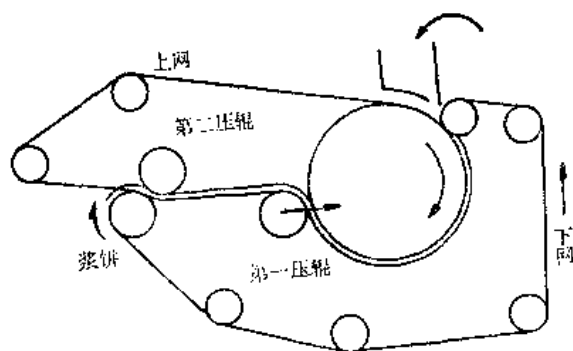


图 1-9-12 夹网式网压机示意图

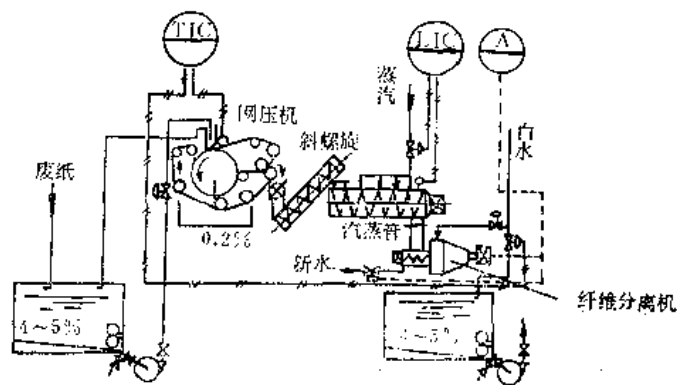


图 1-9-13 含沥青废纸处理流程图

上出现脏油点。虽然本系统动力消耗较大,但浆料经过它处理后带来明显的优点,可减少甚至不再需要进精浆机处理,因而动力的消耗获得补偿,深受用户欢迎。而采用高频疏解机则必须用汽蒸将浆料升温至 130°C 或更高一些,经喷放和稀释后,才能在低浓下进入高频疏解机,其分离效果远不及纤维分离机。本流程见图 1-9-13 沥青废纸处理流程图。

第三节 废纸脱墨的方法与流程

一、废纸脱墨的原理

在利用印刷过的废纸加工为白色纸张时,必须在废纸碎解过程中,同时进行脱墨处理,以除去因印刷而粘附在纤维上的油墨和颜料。

印刷废纸主要是旧的报纸、书籍、杂志、画报、帐簿、练习本、目录卡等。这些废纸有些主要由化学浆制成,而有些则含有大量的机械磨木浆(如新闻纸及某些书籍杂志用纸),此外,还有一定数量的胶料、填料和涂布料。对于不同情况的废纸,采用的脱墨方法与流程也应有所不同。

由于印刷油墨主要是分散在粘着剂(包括植物油或矿物油、松香和胶料等)中的炭黑、颜料以及一些填充剂的粒子,这些粒子通过印刷而粘附在纸张纤维上。而脱墨的作用则和印刷的作用恰恰相反,在于破坏这些粒子对纤维的粘附力。为此,需要加入一些化学药品,在适当的温度和机械作用下,将上述粘着剂皂化、溶解,使油墨和颜料从纤维上分离开来,其整个过程大致分为以下三个步骤:

- (1) 疏解分离纤维;
- (2) 使油墨从纤维上脱离;
- (3) 把脱离出来的油墨粒子从浆料中除去。

要顺利地完脱墨过程的三个步骤,必须使化学药品、机械和热的作用互相配合。如果使用不当,油墨将不能完全脱离纤维,或者脱离出来也不能及时迅速除去,这都会影响到脱墨的效果。目前,废纸脱墨采用的有浮选法和洗涤法两种方法,其生产流程分别如图 1-9-14、15、17 及图 1-9-18、19 所示。

二、脱墨剂的作用和脱墨药品配方

常用的脱墨化学药品是 NaOH 、 Na_2CO_3 、 Na_2SiO_3 、 Na_2O_2 或 H_2O_2 等。这些药品各有其不同的作用。近年来不断出现新的脱墨剂多属脂肪酸盐,其中广泛使用的有表面活性物质,例如含有脂肪酸及其缩合物、合成石蜡中的磺化酸、石油磺酸、烷基磺酸钠、磺化脂肪乙醇等等组成的化合物。这些湿润剂与 Na_2CO_3 、 Na_2SiO_3 配合使用,能深深渗透到纤维内部,而无破坏纤维的作用,并对白度有所提高。

上述化学药品中的 NaOH 和 Na_2CO_3 主要起皂化剂的作用,用量约 2~5%,它能皂化油墨中的展色料并溶解胶料,使其与纤维之间的结合松开,使涂料、填料和油墨粒子脱离纤维并使之分散。

NaSiO_3 (硅酸钠,即水玻璃)属于稳定 H_2O_2 、 Na_2O_2 的缓冲剂和分散剂,用量为 5~

6%，常与其它脱墨剂混合使用。它本身具有湿润和分散作用，能皂化油类物质，分散颜料并保护纸浆不再吸附污点。它不象碱那样会使废纸浆中的磨木浆变黄，当与过氧化物共同使用时还有调节 pH 值使过氧化物效果更好的作用。

Na_2O_2 或 H_2O_2 属漂白剂和皂化剂，用量 1~2%。主要作用是稳定含有磨木浆的废纸浆的白度，使在脱墨过程中不致变黄，能促进纤维分散、脱墨皂化、纸面纤维分离及改变其它成分如胶料、淀粉和油墨媒介物等的性质，使更利于废纸的脱墨。

为了使脱墨进行得更好，有时还添加吸附剂（如皂土、高岭土和硅藻土等）。国外还应用有一种名叫 CHP（N-环己基-2-吡咯烷酮）的脱墨助剂对废纸脱墨特别有效，它不但有助于缩短脱墨时间、提高质量和碎浆浓度，而且对浸过胶乳、树脂或其它污染物因而难于再制浆的废纸变得容易处理。当与 4~5% NaOH 配合使用时，CHP 的用量为纤维重量的 1.5~2%。

下面介绍废纸加工用以脱墨的化学药品配方。先介绍浮选法脱墨用药配方：

（1）化学木浆为主的废纸脱墨配方： Na_2O_2 5%（浮选机内加 Na_2O_2 0.8%），脂肪酸皂 3~5%，氯化钙 1%。

（2）机械磨木浆含量高的旧报纸脱墨配方： Na_2O_2 2%， Na_2SiO_3 4~5%，发泡剂 0.1~0.5%，凝聚剂 0.3~0.8%，控制最终 pH 值在 9~9.5。

关于洗涤法脱墨用药配方，现按废纸的种类介绍如下：

（1）彩色帐簿纸、卡片纸、计算机废纸的脱墨配方有下列几种：

- ① NaOH 4%。
- ② NaOH 0.5~2%， Na_2SiO_3 0.5~2%， Na_2CO_3 3%。
- ③ NaOH 3%， Na_2SiO_3 2%。
- ④ NaOCl 0.8%，NaOH 4%。

上述配方①是一般通用的。配方②、③适用于卡片纸或机械木浆含量低的帐簿纸。配方④适用于彩色帐簿纸、无碳复写纸或涂土涂布纸的脱墨。加药次序是先加次氯酸钠于 60℃ 热水中，疏解纤维 5 分钟后，加入浓度不超过 15% 的 NaOH 液于碎浆机中，再疏解 15 分钟。次氯酸钠的作用主要是脱除颜色。

（2）旧报纸（包括机械木浆含量高的印刷废纸）的脱墨配方有如下几例：

- ① Na_2O_2 2%， Na_2SiO_3 5%。
- ② Na_2O_2 2%， Na_2SiO_3 3%，10#硅藻土或高岭土适量。
- ③ NaOH 1%， Na_2SiO_3 0.5~1%， H_2O_2 0.7%。
- ④ NaOH 1%， $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7$ 8%， Na_2CO_3 2%。

上述①、②、③配方使用 55℃ 以下的温度。而近年发展使用的配方④，则需要 70℃ 或更高的温度。

我国轻工业部造纸研究所和北京市造纸总厂等四个单位进行旧报纸脱墨再制新闻纸试验的结果，提供了几个有效而可行的配方：

- （1） Na_2SiO_3 5%，烷基磺酸钠 7%。
- （2） Na_2SiO_3 5%，油状烷基苯磺酸钠 3%，失水山梨醇硬脂酸酯聚氧乙烯醚 1%。
- （3） Na_2SiO_3 5%，失水山梨醇硬脂酸酯聚氧乙烯醚 1%。

三、脱墨的工艺条件

废纸脱墨通常在间歇式操作的水力碎浆机内进行。要获得良好的脱墨效果，必须考虑下列工艺条件：

(一) 加料顺序

必须先加药品入碎浆机的热水中，溶解后再加废纸，否则油墨粒子在解离纤维过程中，可能进入纤维内部，不能被悬浮出来，因而降低脱墨效果。

(二) 温度

视废纸性质和所用化学药剂而定，低温约 40~60℃，高温约 80~90℃。适当提高温度，可以促进油墨分散，而易于除去。尤其是书籍纸，其油墨中一般含有沥青成分，当低于 80℃ 时，不易分散脱离，致使浆料小纸片和黑点增多。

(三) 时间

时间越长，废纸疏解及油墨分散越好。但时间过长则动力消耗增加，产量降低，且疏解后的纤维有被颜料返染的可能。

脱墨时间通常每池浆料 1~1.5 小时或更长，对于施胶、加填多和纸质疏松的废纸，如画报纸，要比书籍纸快得多。

(四) 疏解作用

疏解越充分，油墨越易脱离纸面，有利于脱墨效果。

(五) 洗涤

脱墨后的浆料一定要迅速及时洗涤，以免由于油墨中颜料的染色作用，而造成纤维返色，影响成纸白度。由于红色最易返色，故画报纸纸浆常因返色而使成纸带上很浅的红色。高温脱墨后的浆料，经过加水稀释，温度约在 30~40℃ 左右。最好用热水洗涤，可使浆料粘度降低，因而油墨和颜料粒子易于洗去。

四、排除油墨粒子的方法

如上所述，经脱墨后分散留存在废纸浆中的油墨粒子，必须尽快地及时除去。这种除去油墨粒子的方法，有浮选法和洗涤法两种，两种办法各有其优缺点。欧洲多采用浮选法，北美和加拿大则较多用洗涤法，近年在美国相继建成投产的几个用 100% 旧报纸再制新闻纸的工厂(日产 100~400 吨)均用洗涤法。我国废纸脱墨也多采用洗涤法。

(一) 浮选法

浮选法所得脱墨浆灰分含量高达 25~30%，而薄页纸要求浆料灰分需在 2% 以下，故不能用浮选法作薄页纸用浆的脱墨，且浮选机特点是所消耗的动力较大。它的优点是纤维流失较少，仅为 3~5%。洗涤法所得的浆比较干净，灰分只有 2.5% 左右，但由于洗涤而带来的纤维流失比较大，常达 20% 或更高，且耗用大量的水。

图 1-9-14 为一般浮选法脱墨系统的基本流程。先加药、后加废纸入水力碎浆机，浮选脱墨在第一、第二两级浮选机中进行，分别由 6 个及 2 个浮选机(亦有用浮选塔的)组成，每个浮选机内装有搅拌器和空气泡发生装置。亦有不用搅拌器而直接以压缩机把压缩空气打进浆里的。经净化后的废纸浆，冲稀至 0.8~1.2% 浓度送入浮选机中，并

514

日本日立造船公司和西德欧区-威斯公司合作，将第一级浮选槽改进为无搅拌形式，而采用聚酯纤维编织成散气毯（毯厚 5 毫米），在槽底借鼓风机供给空气，产生大量均匀的 50 微米大小的细小空气泡（据介绍必须控制好气泡直径的大小和匀度。气泡过大，会搅乱纸浆泡沫层的形成，过小对已与纤维分离的油墨颗粒吸附作用不如直径 50 微米左右的气泡效果为好）。此大量均衡的气泡上升穿透过浆层过程中，大量吸附油墨，形成泡沫层，随着纸浆以每秒 50 毫米的线速度缓缓移动，其已形成的泡沫层，挟带些纸浆

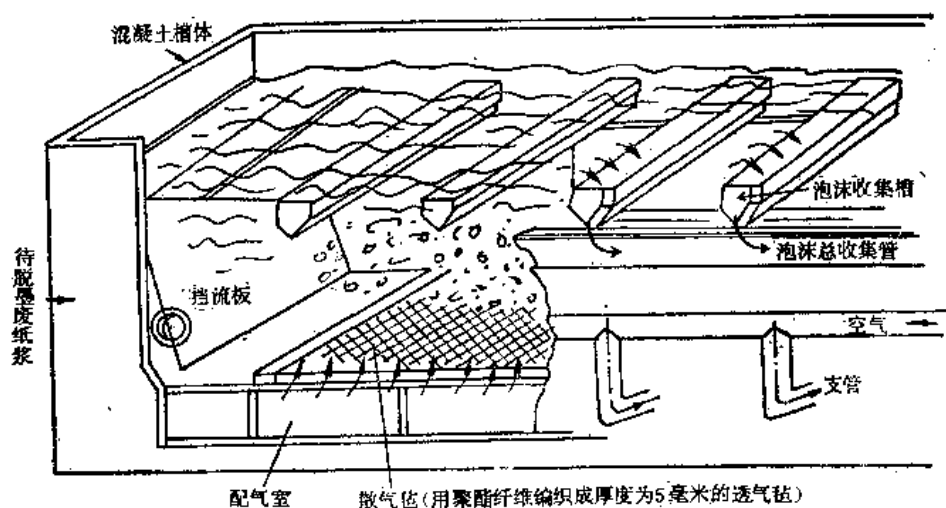


图 1-9-16 废纸脱墨用的单槽式浮选槽结构图

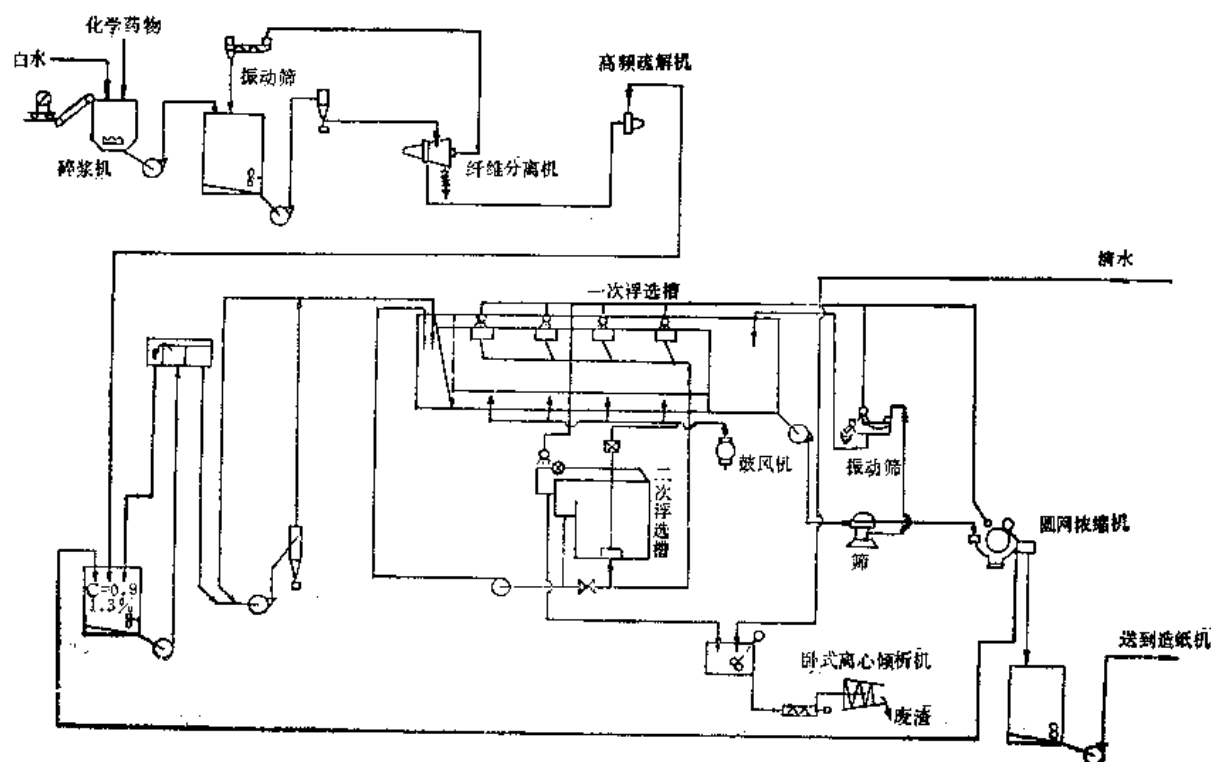
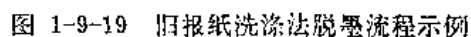
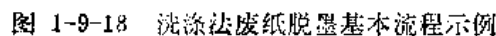


图 1-9-17 废纸脱墨流程示例图

这种一级浮选单槽宽度有 1.5 米、2.5 米及 4.2 米三种系列，其长度不限。据该公司介绍，宽度为 2.5 米、长度为 9 米的单槽，每天可以浮选 30 吨废纸浆（当操作浓度为 0.8~1.2%，流速 50 毫米，液面深度 700 毫米条件下）。以日产 100 吨浆为例，这种浮选槽总电耗 290 千瓦·小时/吨浆，而带搅拌一级浮选槽总电耗为 360 千瓦·小时/吨浆，这种单槽尚可双层布置，节约用地。其结构见图 1-9-16，其生产流程见图 1-9-17。此外，亦可取代用于图 1-9-14 流程图中的第一级浮选器。

图 1-9-18 和图 1-9-19 均系洗涤法脱墨流程。所用洗涤机有圆网浓缩机、侧网浓缩机和倾斜式浓缩机等。洗涤法的特点是，利用浓缩机反复冲洗浓缩的浆料，以使其中的



油墨粒子除去。滤出的废水，经澄清处理后可循环使用，因而减少了每吨脱墨浆所需的清水量。近年国外有些利用 100% 旧报纸再制新闻纸的工厂，研究采用了封闭循环系统的逆流洗涤流程，不但大大地节约了清水和化学活性剂的用量，减少了环境的污染，而且由于采用高浓洗涤，而使纤维的流失从 15~20% 降低到 7%。

主要参考文献

1. 废纸脱墨再制新闻纸试验报告，造纸技术通讯，1976 年，第 1 期。
2. 加拿大来华造纸技术座谈会资料第一册，废纸制浆部分，1977 年 12 月。
3. 丘·C·索可洛夫斯基著，林啓铨等译：废纸的收集与加工制造纸和纸板，轻工业出版社出版，1960 年。
4. J. B. Mattew: An R & D approach to newsprint deinking, Tappi 59 No 5(1976).

